

# **Diseño e Implementación de un Sistema de Control de la DQO en un Reactor Piloto UASB para el Tratamiento de Lixiviados**

Rafael Muñoz Tamayo



**Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales  
Facultad de Ingeniería y Arquitectura  
Departamento de Electricidad, Electrónica y Computación  
Maestría en Automatización Industrial  
GTA Percepción y Control Inteligente  
Manizales  
2006**



# **Diseño e Implementación de un Sistema de Control de la DQO en un Reactor Piloto UASB para el Tratamiento de Lixiviados**

Rafael Muñoz Tamayo



Tesis presentada para optar al título de Magister en Ingeniería: Automatización  
Industrial

Directora  
Fabiola Angulo García  
Codirector  
Jorge Eliécer Marín

**Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales  
Facultad de Ingeniería y Arquitectura  
Departamento de Electricidad, Electrónica y Computación  
Maestría en Automatización Industrial  
GTA Percepción y Control Inteligente  
Manizales  
2006**



*A Mamá y Papá...*

***Entender***

*Desde el canto de cuna de las madres  
Hasta el informativo de las radios.  
Vencer a la mentira en todo el mundo,  
En nuestro corazón, en el libro, en la calle.  
¡Qué fantástico gozo el de entender  
Qué es lo que se va, qué lo que viene!*  
**NAZIM HIKMET.**



# Índice General

---

---

<b>Índice General</b>	<b>X</b>
<b>Índice de Figuras</b>	<b>XII</b>
<b>Índice de Tablas</b>	<b>XIII</b>
<b>Agradecimientos</b>	<b>XVI</b>
<b>Resumen</b>	<b>XVIII</b>
<b>Abstract</b>	<b>XX</b>
<b>1. Introducción</b>	<b>1</b>
1.1. Motivación . . . . .	1
1.2. Relleno Sanitario La Esmeralda . . . . .	2
1.2.1. Localización . . . . .	2
1.2.2. Disposición de residuos . . . . .	2
1.2.3. Formación de Lixiviados . . . . .	3
1.3. Presentación de la tesis . . . . .	3
1.4. Contribuciones . . . . .	5
<b>2. Tratamiento de Lixiviados</b>	<b>7</b>
2.1. Tratamiento fisicoquímico . . . . .	8
2.2. Tratamiento biológico . . . . .	9
2.2.1. Degradación anaerobia . . . . .	9
2.2.2. Reactor UASB . . . . .	13
2.3. Conclusiones . . . . .	18

<b>3. Modelado del Proceso de Degradación Anaerobia</b>	<b>19</b>
3.1. Modelado fenomenológico . . . . .	20
3.1.1. Consideraciones sobre la cinética biológica . . . . .	20
3.1.2. Consideraciones hidráulicas . . . . .	26
3.1.3. Desarrollo del modelo . . . . .	31
3.1.4. Análisis matemático del modelo . . . . .	35
3.2. Otro tipo de modelos . . . . .	41
3.3. Conclusiones . . . . .	43
<b>4. Observación de Estados</b>	<b>45</b>
4.1. Observabilidad de sistemas . . . . .	45
4.2. Observadores de estado . . . . .	47
4.2.1. Observadores de lazo cerrado para sistemas lineales . . . . .	49
4.2.2. Observadores de Alta Ganancia . . . . .	51
4.2.3. Observadores asintóticos . . . . .	51
4.2.4. Observadores de balance de masa de lazo cerrado . . . . .	52
4.2.5. Observadores por Intervalos . . . . .	53
4.3. Conclusiones . . . . .	56
<b>5. Control Automático de la DQO</b>	<b>59</b>
5.1. Controlabilidad de sistemas . . . . .	61
5.2. Control PI . . . . .	63
5.3. Control por Linealización por Realimentación . . . . .	66
5.4. Control Difuso . . . . .	69
5.5. Control MPC . . . . .	75
5.6. Selección de la estrategia de control . . . . .	79
5.7. Implementación de la Estrategia de Control . . . . .	80
5.8. Conclusiones . . . . .	83
<b>6. Aportes y Conclusiones Principales</b>	<b>85</b>
<b>Bibliografía</b>	<b>87</b>
<b>A. Seguimiento del Reactor</b>	<b>99</b>
<b>B. Componentes de Adquisición y Control</b>	<b>105</b>
<b>C. Manual de Usuario</b>	<b>107</b>

## Índice de Figuras

---

---

2.1. Colonia de microorganismos de un proceso anaerobio. [Fuente: Jim A. Field]	10
2.2. Esquema proceso anaerobio. . . . .	11
2.3. Relacion de $\mu$ respecto a la temperatura Ecuación de Topiwala - Sinclair . .	13
2.4. Esquema de un reactor UASB. . . . .	15
2.5. Diagrama de diseño para el Reactor UASB. . . . .	16
2.6. Reactor UASB. . . . .	17
2.7. Accesorios del UASB. . . . .	17
3.1. Ajuste de datos para la cinética de Monod. . . . .	24
3.2. Distribución de los residuales del ajuste. . . . .	25
3.3. A. Reactor de mezcla completa B. Reactor de flujo pistón . . . . .	27
3.4. Posibles modelos hidráulicos de un reactor UASB. . . . .	28
3.5. Curva F para distintos flujos. . . . .	29
3.6. Curva F experimental. . . . .	30
3.7. Comparación entre los datos experimentales y el modelo de mezcla completa.	31
3.8. Comportamiento del sistema para diferentes condiciones operacionales. . .	38
3.9. Plano de fase del sistema en variables de desviación. . . . .	40
3.10. Plano de fase para la condición de lavado. . . . .	41
4.1. Rango de la matriz de Observabilidad de Kalman para diversas combina- ciones de $S$ y $X$ . . . . .	48
4.2. Esquema de un observador de estados. . . . .	49
4.3. Observador de estados asintótico. . . . .	53
5.1. Rango de la matriz $G(x)$ para diversas combinaciones de $S$ y $X$ . . . . .	63
5.2. Curva de reacción teórica del proceso. . . . .	64
5.3. Respuesta del Control PI. . . . .	65

5.4. Respuesta del Control por Linealización por Realimentación. . . . .	68
5.5. Funciones de pertenencia. . . . .	70
5.6. Esquema del Sistema de inferencia Difuso. . . . .	72
5.7. Esquema del Control Difuso. . . . .	72
5.8. Funciones de pertenencia de las entradas del Control Difuso. . . . .	73
5.9. Superficie del Control Difuso. . . . .	73
5.10. Respuesta del Control Difuso. . . . .	75
5.11. Esquema del MPC. . . . .	76
5.12. Trayectoria del MPC. . . . .	77
5.13. Respuesta del Control MPC. . . . .	78
5.14. Comparación de los controladores. . . . .	80
5.15. Sistema de Control. . . . .	81
5.16. Interface del Sistema de Control. . . . .	82
5.17. Respuesta del Sistema de Control. . . . .	83
B.1. Componentes del sistema de adquisición. . . . .	105
C.1. Pasos para el ajuste del sensor de metano . . . . .	110

# Índice de Tablas

---

---

2.1. Expresiones de variación de la velocidad de crecimiento respecto a la temperatura . . . . .	12
2.2. Parámetros de diseño del reactor . . . . .	15
3.1. Expresiones de la velocidad de crecimiento microbiano. . . . .	22
3.2. Condiciones de la prueba estímulo-respuesta . . . . .	28
3.3. Momentos de la Distribución del Tiempo de Residencia . . . . .	30
3.4. Intervalos tomados para el ajuste de parámetros . . . . .	33
3.5. Parámetros del modelo. . . . .	34
3.6. Porcentajes de error del modelo obtenido . . . . .	34
4.1. Comparación entre observadores. . . . .	55
5.1. Reglas difusas del controlador. . . . .	74
5.2. Desempeño de los controladores. . . . .	79
5.3. Desviación del observador. . . . .	82
A.1. Datos del seguimiento del reactor. . . . .	101
A.2. Seguimiento de la relación AGV/Alcalinidad. . . . .	102
A.3. Datos de la prueba de trazador. . . . .	103



## Agradecimientos

---

---

En realidad se hace difícil escribir esta parte, cuando han sido innumerables las personas que me han apoyado en esta etapa de desarrollo académico y personal. Haré el intento, con la sensación de que quedarán personas sin nombrar, a quienes les pido de antemano disculpas.

A Mamá y Papá por su infinito amor y confianza, a Olguita por ser siempre mi mariposa, a la Tía Ninita y a Jenny por su inmenso apoyo, a Mauro y Jairo por su ejemplo vital e inigualable, a Salomé, Sofía y Mateo, por las luces de sus ojos, a Olga Marina por la conversación, a Elizabeth por su música indescriptible. A mi familia.

A la profesora Fabiola Angulo García por su incondicional apoyo, su confianza y las palabras de motivación, sin las cuales este trabajo hubiese carecido de energía.

Al Ingeniero Francisco Caicedo Messa (mi querido amigo Pacho) por su invaluable ayuda y acompañamiento en este trabajo.

A los Ingenieros Raúl Muñoz y Carlos Ildefonso Hoyos, por compartir su conocimiento e invención.

A la profesora Adela Londoño Carvajal, por su impulso y consejos fraternos.

Al profesor Jorge Eliécer Marín por su apoyo.

Al profesor Nelson González por las oportunas recomendaciones.

Al profesor José Nelson Rojas por sembrarme la semilla del control.

Al profesor Hernán Darío Alvarez, por sus palabras y sobretodo su amistad.

Al profesor Gerard Olivar Tost, por su disposición e interés.

A los profesores Jean Philippe Steyer y Olivier Bernard por su ayuda desinteresada.

Al profesor Carlos Enrique Ruíz por la amistad emprendida a través del Aleph.

A mi querida Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales, por permitirme estar en ella.

A la DIMA, por el soporte.

A la Empresa Metropolitana de Aseo (EMAS), por abrirnos sus puertas.

A la Ingeniera Diana Faride Fandiño, por la especial ayuda y colaboración.

Al talento humano de los laboratorios de química, aguas y procesos productivos: el profesor Óscar Hernán Giraldo, Don Ariel, Ofir, Wilmar, César, Juan Carlos, la Ingeniera María Fanny Ocampo, el Ingeniero Adamo Gutierrez, y a los amigos musicales e Ingenieros Luis Fernando Giraldo y John Edward Alzate, siempre con la disposición de colaboración.

A la oficina de transporte conformada por Gladys, Manuel, Carlos, Lisley y Nelson.

A la Libélula, por la conversación en todo este tiempo.

A mis amigos...



## Resumen

---

---

En este trabajo se presenta el estudio realizado sobre un reactor anaerobio de manto de lodos de flujo ascendente (UASB) para el tratamiento de lixiviados, sobre el cual se diseñó e implementó un sistema de control de la demanda química de oxígeno, utilizando la temperatura como variable manipulada.

El estudio se fundamenta en tres ejes: desarrollo de un modelo matemático capaz de representar el fenómeno de degradación de materia orgánica, desarrollo de un sensor virtual para la estimación de estados a partir de la medición de producción de metano, y finalmente diseño e implementación de una estrategia de control adecuada para el sistema.

Este trabajo se encuentra en el marco del proyecto: Automatización y Control de Equipos en los Laboratorios de Procesos Productivos de la Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales, soportado por la Dirección de Investigación de Manizales (DIMA).



## Abstract

---

---

In this work, a research about an Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor for leachate treatment is presented. A chemical oxygen demand control system was designed and implemented, using the temperature as manipulated variable

The research is based on three axis: development of a mathematical model able to represent the organic matter degradation phenomenon; development of a soft-sensor for the state estimation through methane production measurement and finally, development and implementation of an adequate control strategie for the system.

This work belongs to the project: Automation and Control of Equipments in the Laboratory of Productive Process from the National University of Colombia at Manizales, supported by the Research Direction from Manizales (DIMA).



---

# Capítulo 1

## Introducción

---

---

*Nada es más grande que el pensar, cuando empieza siempre de nuevo:  
el salto, el salto, el apartarse de la nada, del punto muerto.*  
ELIAS CANETTI.

A continuación se expresan algunas generalidades preliminares sobre el trabajo realizado, partiendo de una contextualización sobre la problemática ambiental del tratamiento de efluentes residuales y continuando con la presentación de las características del Relleno Sanitario La Esmeralda, de donde proviene el lixiviado a tratar.

### 1.1. Motivación

Estudios realizados por el Sistema Mundial de Monitoreo del Medio Ambiente (GEMS) han demostrado un aumento significativo de la contaminación de los recursos naturales, debido al acelerado crecimiento industrial y urbano de los centros de desarrollo. El impacto ambiental generado por el hombre es uno de los temas críticos tratados en la actualidad y sin lugar a dudas debe ser abordado con absoluta responsabilidad y compromiso para garantizar la sostenibilidad de la vida en el globo terráqueo.

El agua como el líquido vital y como recurso natural de importante valor económico, se constituye como el centro de atención de los estudios realizados por organizaciones como la Fundación Mundial para la Naturaleza (WWF), el Programa Ambiental de las Naciones Unidas (UNEP) y la Institución Internacional para la Admisnitración del Agua (IWMI), las cuales prevén que para el año 2025, dos terceras partes de la población mundial estarán viviendo en regiones con escasez drástica de agua. El proceso de contaminación de los recursos hídricos, genera daños como polución de ríos, proliferación de insectos y roedores transmisores de enfermedades, degradación del medio ambiente, y por ende, un detrimento en la calidad de vida ([1]). Los residuos industriales y urbanos se constituyen como principales fuentes de contaminación de las aguas superficiales; de ahí la importancia de estudiar alternativas para su tratamiento y disposición dentro del marco de una normativa ambiental. La legislación en este aspecto se ha vuelto cada vez más estricta desde las últimas dos décadas, acelerando el proceso de investigación con relación al diseño, operación y optimización de los procesos de tratamiento de aguas residuales.

La situación expresada anteriormente ha motivado el desarrollo del presente trabajo, en el

que se estudia el tratamiento de los lixiviados provenientes del Relleno Sanitario La Esmeralda de la ciudad de Manizales en un reactor anaerobio de manto de lodos de flujo ascendente (UASB), a partir de herramientas de modelado, estimación y control de procesos que garanticen una operación adecuada del sistema a partir de la variación de temperatura en el mismo.

## **1.2. Relleno Sanitario La Esmeralda**

### **1.2.1. Localización**

El Relleno Sanitario La Esmeralda se encuentra ubicado al norte de la ciudad de Manizales, por la vía que conduce al municipio de Neira (Caldas). El relleno tiene una superficie aproximada de 54 hectáreas, y su topografía está marcada por pendientes superiores al 35 %. La altura promedio del sitio es de 2020 metros sobre el nivel del mar y su temperatura promedio durante el año es de 18 °C. En el relleno sanitario se han desarrollado dos zonas de disposición de residuos; la zona antigua, que operó desde el año 1991 hasta 1999 y la zona nueva, que se encuentra operando desde el año 1999 hasta la actualidad. El relleno recibe 400 toneladas diarias de basura, provenientes de la ciudad de Manizales y de municipios como Anserma, Neira, Villamaría, Belalcazar, Chinchiná, Palestina, Arauca, Santagueda, San José, Aranzazu, La Merced, Salamina, Filadelfia, Supía, Riosucio, Santa Rosa, Santuario, La Virginia y Marmato.

### **1.2.2. Disposición de residuos**

Los desechos son descargados en un punto cercano al lugar donde van a ser dispuestos, en el que se separan los materiales inflamables. Los residuos provenientes de desechos biomédicos, odontológicos y de clínicas estéticas son tratados separadamente en un horno de calcinación.

El terreno está dividido en terrazas, las cuales a su vez están divididas en franjas de 5 m de altura y 10 m de ancho aproximadamente. Las terrazas se impermeabilizan a través de una geomembrana de polietileno de alta densidad, con el objeto de impedir la infiltración de los lixiviados hacia el suelo inferior y hacia los filtros de agua subterráneos. Sobre la capa de impermeabilización se construyen filtros que se comunican entre sí en espina de pescado y cuya función consiste en evacuar los lixiviados a la zona de tratamiento. La basura es esparcida en forma homogénea y luego es compactada hasta alcanzar una densidad de por lo menos 1 tonelada por metro cúbico. El espesor de la capa no debe superar los 60 cm. Se continua con el proceso de formación de capas hasta alcanzar una capa compactada entre 5-8 m de altura, la cual debe cubrirse con una capa de tierra de 60 cm de espesor.

Cuando se finaliza el proceso de compactación en todas las franjas de una terraza, se aplica una capa de suelo vegetal de 20 cm de espesor, sobre la cual se coloca finalmente grama ([2], [3]).

### 1.2.3. Formación de Lixiviados

El lixiviado se considera como un líquido residual generado por la descomposición bioquímica de los residuos, o como resultado de la percolación de agua en capas del suelo u otro material sólido permeable. El lixiviado es producido por fenómenos complejos de interacciones entre el agua infiltrada y el residuo, los cuales pueden agruparse en los siguientes mecanismos:

- Paso de partículas desde el residuo al líquido.
- Disolución de sales solubles del residuo.
- Estabilización del residuo, correspondiente a la conversión de materia orgánica degradable a las formas soluble y gaseosa.

Las transformaciones que ocurren en un relleno sanitario para la formación de lixiviados se llevan a cabo mediante una etapa inicial de conversión aerobia, seguida de una fase anaerobia. En la fase aerobia la descomposición de los residuos es realizada por el oxígeno atrapado en el cuerpo del relleno, proceso que ocurre en un tiempo corto debido a la alta demanda bioquímica de oxígeno ( $DBO_5$ ) del residuo y por otro lado a la cantidad limitada de oxígeno presente en el relleno. El lixiviado formado se caracteriza por el arrastre de material particulado, la disolución de sales y la presencia de cantidades relativamente pequeñas de especies orgánicas aerobias. La etapa anaerobia inicia cuando el oxígeno se ha agotado. Aquí el lixiviado presenta una alta concentración de ácidos grasos volátiles (AGV) y bajas concentraciones de sólidos disueltos totales. En el relleno comienza la generación de bacterias metanogénicas encargadas de producir gas metano a partir de la degradación de la materia orgánica del residuo ([2]).

## 1.3. Presentación de la tesis

El trabajo comienza con una contextualización sobre el tratamiento de efluentes residuales, con el objeto de abordar específicamente el tratamiento de lixiviados. Se establecen posteriormente las generalidades del Relleno Sanitario La Esmeralda, localidad de donde se obtuvo el lixiviado.

El cuerpo del trabajo está conformado por 6 capítulos, de la siguiente manera:

- **Capítulo 2:** en este capítulo se mencionan algunos de los sistemas empleados para el tratamiento de lixiviados, enfatizando en los principios del proceso de la digestión anaerobia, sus etapas de reacción y las ventajas asociadas a esta tecnología, las cuales han fortalecido la aplicación y el desarrollo científico de estos sistemas. Más adelante se describe la configuración del reactor UASB y las características que lo clasifican como un reactor de alta tasa. Finalmente se presentan los criterios de diseño del sistema sobre el cual se realizó el estudio.

- **Capítulo 3:** en la primera parte del capítulo se muestran las dificultades asociadas con el modelamiento del proceso de digestión anaerobia, se mencionan diversas maneras de desarrollo de modelos del sistema, profundizando sobre el modelamiento fenomenológico, considerando los aspectos de la cinética de degradación y el comportamiento hidráulico. En relación a la cinética biológica se presentan las consideraciones encontradas en la literatura, que involucran desde modelos de alta complejidad hasta modelos simplificados. Respecto al comportamiento hidráulico se realiza un panorama sobre los posibles regímenes de flujo para el reactor y se caracteriza el comportamiento del sistema de estudio. Posteriormente se realiza el desarrollo del modelo del proceso, mostrando el método que se utilizó para la determinación de los parámetros de las ecuaciones dinámicas y la desviación del modelo respecto a los valores reales de las variables de operación. Finalmente se realiza el análisis matemático del modelo desarrollado, en torno al criterio de estabilidad.
  
- **Capítulo 4:** este capítulo muestra el estudio realizado sobre las alternativas de observación de estados del sistema; indispensable para su seguimiento y control. Se parte de la teoría clásica para sistemas lineales propuesta por Kalman hasta desarrollos enfocados a la estimación de procesos biológicos con incertidumbre en su cinética y en las entradas, con el objeto de establecer un paralelo entre los diferentes observadores y así tener criterios de selección para un proceso determinado. Se desarrolla un observador de estados asintótico para el sistema de estudio, a partir de la medición del metano producido.
  
- **Capítulo 5:** en este capítulo se resalta la importancia del control automático para alcanzar una operación adecuada en los sistemas de degradación anaerobia. Se identifican las estrategias de control más empleadas al proceso objetivo y se valora a través de simulación el desempeño de las estrategias PI, Control Difuso, Control predictivo y Control por Linealización por Realimentación, con el fin de establecer la estrategia de control a implementar. Finalmente se realiza la evaluación del sistema de control en tiempo real.

En el capítulo 6 se mencionan los aspectos de mayor relevancia del trabajo y en la parte final se proponen algunos temas sobre los cuales se puede profundizar; con la convicción de que es necesario propiciar la continuidad de este proyecto y así lograr avances en lo referente a la operación, modelamiento y control de procesos de degradación anaerobia, tema de gran pertinencia social y académica.

## 1.4. Contribuciones

El proyecto realizado se constituye como un antecedente importante para futuros trabajos relacionados con el modelado y control automático de procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales, tema que en el país puede considerarse como incipiente. La investigación generó como resultado la realización de los siguientes trabajos:

### Presentación en eventos académicos:

- Muñoz-Tamayo R., Angulo F., Marín J.E. *Modelado y control automático de temperatura en un reactor anaerobio de manto de lodos de flujo ascendente UASB para el tratamiento de lixiviados en el rango mesofílico. Un estudio teórico*, presentado en el **II Simposio sobre Biofábricas: Avances de la Biotecnología en Colombia**. Medellín, marzo 2005 ([4]).
- Muñoz-Tamayo R., Angulo F. Marín J.E. *Una Perspectiva sobre el Modelado e Identificación de Sistemas de Degradación Anaerobia para el Tratamiento de Aguas Residuales*, presentado en el **XXIII Congreso Colombiano de Ingeniería Química: Las Cadenas Productivas**. Manizales, agosto 2005 ([5]).

### Publicaciones:

- Muñoz-Tamayo R., Angulo F. *Aproximación de estimación de estados en un reactor UASB*, presentado en el **IV Congreso Internacional de Electrónica y Tecnologías de Avanzada**. Pamplona, Marzo 2005. Artículo aceptado en la Revista Colombiana de Tecnologías de Avanzada de la Universidad de Pamplona Vol 1, No. 7, 2006 ([6]).
- Muñoz-Tamayo R., Toro-García, N. *Propuesta de controlador MPC para un reactor UASB*. Artículo aceptado en la Revista Scientia & Technica edición N° 30. 2006 ([7]).

En el marco del proyecto, se desarrolló un trabajo de grado en la Especialización en Ingeniería Ambiental de la Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales ([8]).



## Tratamiento de Lixiviados

---

---

*Nada es tan importante para la vida como el Agua.  
En el Agua se transporta la Vida, en la Vida se transporta el Agua.  
Donde no existe agua, no existe Vida.  
Gracias al Agua, la Vida ha germinado.  
Nada es tan esencial para el hombre como lo es el Agua.  
Las tres cuartas partes del todo vive con los Mares.  
Las otras viven con otras Aguas.  
Gracias al agua, la civilización ha surgido.  
JOHN MOORHILL*

El lixiviado es un líquido altamente corrosivo, caracterizado por una alta carga orgánica demandante de oxígeno, al igual que un alto contenido de sales, amonio, y metales pesados, lo que hace indispensable el estudio de alternativas para su tratamiento. En la literatura se encuentran diversos tratamientos aplicados, que incluyen métodos fisicoquímicos, procesos biológicos aerobios, anaerobios y una combinación de estos ([9]). Las soluciones encontradas para unas determinadas condiciones no deben ser generalizadas e implementadas para otras condiciones, debido a que la tratabilidad de un lixiviado está directamente relacionada con su composición química y ésta a su vez depende de factores como el tipo de desecho dispuesto, edad, condiciones ambientales y aspectos técnicos característicos del relleno sanitario ([3]). De otro lado debe tenerse en cuenta la variabilidad de la calidad del lixiviado, la cual depende de diversos factores como:

- Clima.
- Condiciones meteorológicas del lugar.
- Geología y morfología del sitio.
- Hidrología del sitio.
- Material de cobertura del relleno.
- Capa vegetativa.
- Condiciones operacionales del relleno.

- Naturaleza de la basura.
- Edad del relleno y grado de descomposición de la basura.
- Costumbres de los usuarios.

Lo anterior se torna como variable crítica en la selección del tipo de tratamiento a implementar, debido a la robustez que este debe tener frente a los cambios inherentes al afluente. Algunos trabajos han sido enfocados a la predicción de la composición del lixiviado en el tiempo ( [10], [11]). Esta tarea se vuelve compleja al tener en cuenta que en el relleno sanitario se depositan diversidades de residuos como pinturas, pesticidas, medicamentos, químicos fotográficos, detergentes, productos de aseo personal, tubos fluorescentes, residuos de aceite, metales pesados contenidos en las baterías, maderas tratadas con sustancias peligrosas, equipos eléctricos y electrónicos y desechos cloro- fluoro-carbonados (CFC) ([12]).

A continuación se presentan algunas de las alternativas aplicadas para el tratamiento de lixiviados.

## 2.1. Tratamiento fisicoquímico

En los tratamientos fisicoquímicos se lleva a cabo el proceso de remoción de contaminantes a partir de la adición de sustancias químicas, en conjunto con la disposición de unidades en las que tienen lugar operaciones de separación de elementos no deseados por medio de principios físicos. A continuación se ilustran algunos de los tratamientos empleados.

- Coagulación, precipitación, floculación y sedimentación.
- Adsorción con carbón activado.
- Intercambio iónico.
- Oxidación química.
- Evaporación natural.
- Inyección de aire.
- Filtración.
- Osmosis inversa y ultrafiltración.

Algunos de estos sistemas presentan un alto grado de sofisticación y representan una solución costosa para el tratamiento de lixiviados.

## 2.2. Tratamiento biológico

Este tipo de alternativa se ha consolidado por el auge que ha tenido la biotecnología en la aplicación de los bioprocesos en diferentes áreas ([13]). En los sistemas biológicos, la degradación de la materia orgánica del efluente es efectuada por la acción de colonias de microorganismos, bajo condiciones adecuadas de operación. Los tratamientos biológicos son procesos que alcanzan altas eficiencias, con un índice económico favorable, sin embargo para que esto se lleve a cabo es necesario contar con personal especializado en múltiples disciplinas para solucionar los obstáculos de operación relacionados con la ausencia de sensores para llevar a cabo seguimiento y control y de otro lado manejar las características dinámicas del proceso, considerado como un sistema no lineal MIMO, con retardo y variante en el tiempo ([14]). Lo anterior se constituye como un reto para lograr operaciones eficientes en búsqueda de solucionar un problema crítico, como es el tratamiento de aguas residuales.

En términos generales los tratamientos biológicos se pueden clasificar en aerobios o anaerobios, de acuerdo a la presencia o ausencia de oxígeno en el proceso. También se encuentran soluciones que trabajan como una combinación de los fenómenos de aerobiosis y anaerobiosis [15].

### 2.2.1. Degradación anaerobia

En este trabajo se abordará un tratamiento anaerobio, concebido como una serie compleja de reacciones biológicas que se llevan a cabo en ausencia de oxígeno, en donde la materia orgánica es descompuesta en biogás, biomasa microbiana y materia orgánica residual por efecto de la actividad de un conjunto de colonias heterogéneas de microorganismos ([16]), como la que se muestra en la figura 2.1. Los reactores anaerobios presentan una ventaja económica sobre los reactores aerobios, los cuales requieren de energía para llevar a cabo la aireación. Esto, unido a la capacidad de manejar altas cargas, ha hecho que la aplicación de estos sistemas para el tratamiento de aguas residuales complejas, sea cada vez mayor ([17]).

La aplicación de los sistemas de degradación anaerobia se está consolidando como una potencial alternativa en relación a la legislación de disposición de lodos, generación de energía renovable, economía y beneficios ambientales sobre las técnicas convencionales ([18]). Desde el punto de vista energético el biogás producido puede ser utilizado para calentar, mejorar la calidad del gas natural o en la co-generación de electricidad y calor. En Europa se estima que los sistemas de digestión anaerobia generarán para el 2010 de 5300-6300 MW, mientras que para el mundo entero se estima un valor por encima de 20000 MW. Lo anterior sumado a las presiones ambientales para el manejo de residuos y la producción de energía renovable, contribuyen a la difusión de los sistemas anaerobios ([19]). Algunos estudios sobre aprovechamiento energético de sistemas de digestión anaerobia tanto en la producción de biogás como de hidrógeno son los reportados por Rao *et al*, 2000 ([20]), Martin, 2001 ([21]), Wang *et al*, 2003 ([22]), Banerjee & Biswas, 2004 ([23]), Hwang *et al*, 2004 ([24]), Han & Shin, 2004 ([25]).

En el caso del tratamiento de lixiviados, se han encontrado diversos trabajos que ratifi-

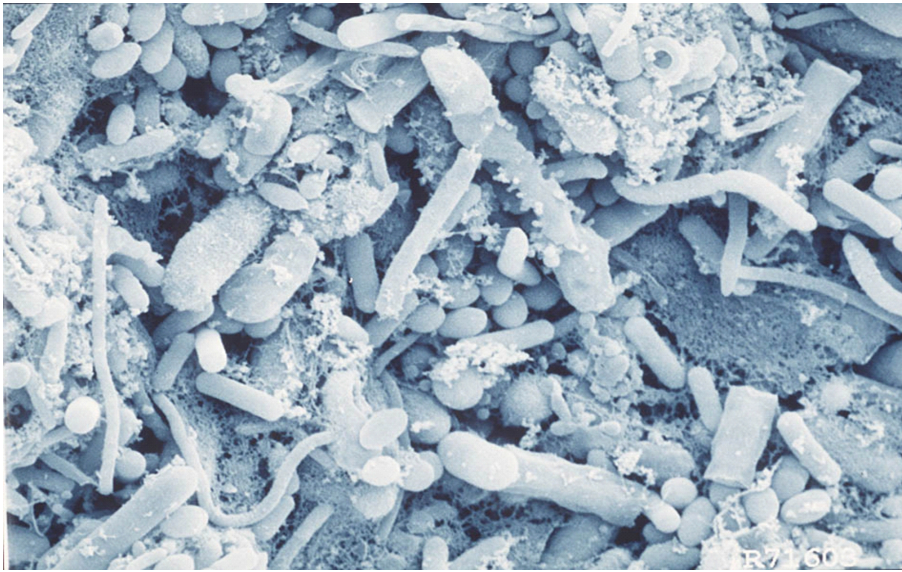


Figura 2.1: Colonia de microorganismos de un proceso anaerobio. [Fuente: Jim A. Field]

can la utilización de los sistemas anaerobios para el tratamiento de este efluente residual ([26], [27], [28]).

El proceso de degradación anaerobia se lleva a cabo en cuatro etapas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis.

- **Hidrólisis:** en esta etapa las enzimas extracelulares de las bacterias fermentativas se encargan de convertir la materia orgánica insoluble en moléculas solubles, como por ejemplo: ácidos grasos y aminoácidos. Este rompimiento de las moléculas complejas se lleva a cabo con el objeto de que las bacterias puedan asimilar la materia orgánica. La velocidad de este proceso depende de la presencia de sustratos solubles o complejos en el agua residual. Esta etapa es de gran importancia para el tratamiento de efluentes residuales con alto contenido de materia orgánica.
- **Acidogénesis:** los compuestos formados en la etapa hidrolítica son absorbidos a través de la pared celular de las bacterias acidogénicas, donde se lleva a cabo un proceso de degradación interna mediante el metabolismo de los microorganismos, produciendo dióxido de carbono, hidrógeno y ácidos grasos volátiles (AGV) como el acético, el propiónico, el butírico y el valérico.
- **Acetogénesis:** los AGV son transformados en ácido acético, por efecto de las bacterias acetogénicas (propiónicas y butíricas), las cuales producen además dióxido de carbono e hidrógeno.
- **Metanogénesis:** en esta etapa se produce metano por la actividad de un grupo de bacterias (metanogénicas), las cuales tienen dos vías para la generación del gas; una de ellas es la vía acetoclástica, en donde las moléculas de ácido acético son convertidas en metano y dióxido de carbono. La otra vía metanogénica se conoce como

hidrogenofílica; donde el metano es producido por una reacción de reducción del dióxido de carbono con hidrógeno ([29]).

En la Figura 2.2 se ilustra el esquema del proceso.

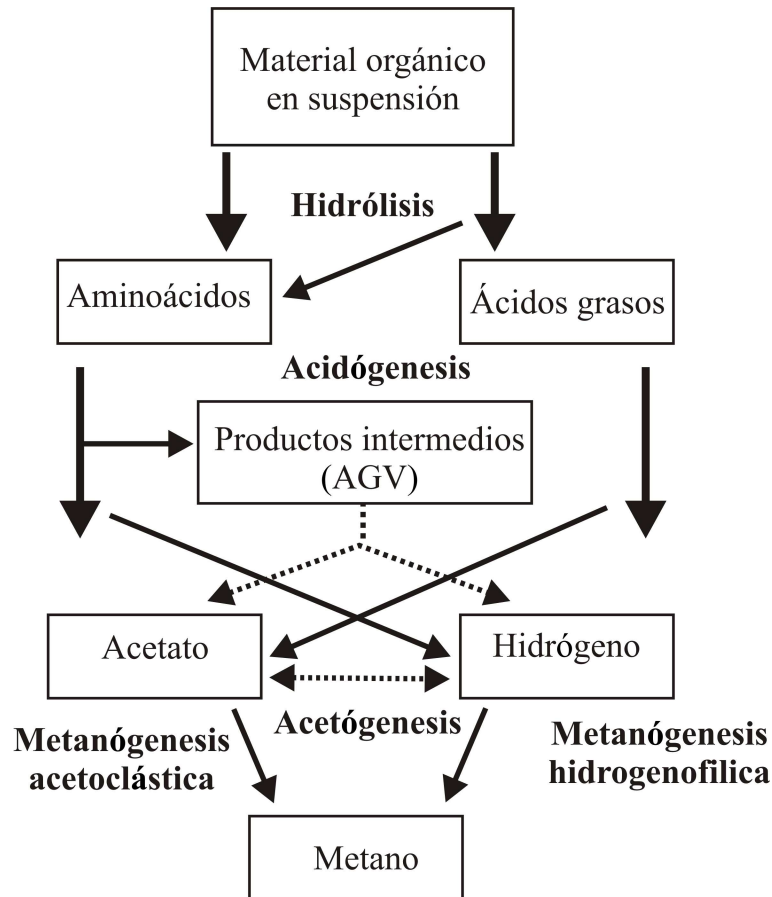


Figura 2.2: Esquema proceso anaerobio.

Los factores operacionales de mayor relevancia en el proceso de degradación anaerobia son los siguientes:

**Nutrientes.** Son las sustancias requeridas para la actividad microbiana. Las bacterias necesitan de una fuente de energía y de elementos inorgánicos. La fuente de energía es representada por el carbono y dentro de los nutrientes inorgánicos de mayor importancia (macronutrientes) se encuentran: nitrógeno, sodio, azufre, fósforo, magnesio, calcio, hierro y cloro. Los nutrientes de menor importancia se denominan micronutrientes y dentro de estos se encuentran: zinc, manganeso, molibdeno, cobalto, selenio, cobre y níquel ([30]).

**pH.** El valor del pH óptimo varía de acuerdo al tipo de bacterias involucradas en el proceso. Para el favorecimiento de las bacterias productoras de metano se ha establecido un valor de operación entre 6.3-7.8 ([31]). En el caso particular del sistema de estudio,

se ha identificado que el pH no varía considerablemente en el equipo, aún en casos críticos de perturbaciones ácidas (propiedad buffer).

**Sustancias tóxicas.** Son aquellas que inhiben la actividad de los microorganismos. Están asociadas a metales pesados y sustancias organocloradas, entre otras.

**Temperatura.** Este parámetro se considera como uno de los de mayor importancia, debido a su influencia sobre las reacciones biológicas. La literatura reporta tres intervalos de trabajo; el intervalo psicrófilico (0-20°C), intervalo mesófilico (20-45 °C) y el intervalo termófilico (50-65°C). En el presente trabajo se realiza una operación en el rango mesófilico.

La temperatura óptima varía de acuerdo a la composición del afluente y al tipo de reactor ([29]). La temperatura en el sistema no sólo afecta la velocidad del proceso, sino también el nivel de degradación de la materia orgánica ([32]). En el trabajo presentado por Singh & Viraraghavan, 2003 ([33]), se demuestra además la influencia de la temperatura sobre el patrón de flujo en el reactor. Las investigaciones presentadas por Ahn & Foster, 2000-2002 ([34], [35]), ilustran el impacto que presenta la temperatura para sistemas mesófilicos y termófilicos sobre la actividad microbiana y la capacidad de restablecimiento de los microorganismos frente a las variaciones térmicas sobre la configuración de un filtro anaerobio de flujo ascendente ([34], [35]). La influencia de la temperatura sobre la velocidad de reacción se ha estudiado a partir de la ecuación de Arrhenius, quien fue el primero en sugerir la dependencia de la velocidad específica de reacción en función de la temperatura ([36]). En Tchobanoglous & Crites, 2000 ([37]), se propone otra función alternativa. Otro tipo de expresión utilizada en procesos biológicos se atribuye a Topiwala y Sinclair ([38]). En la tabla 2.1 se muestran las expresiones citadas con anterioridad y en la figura 2.3 se ilustra la variación de la velocidad específica de crecimiento respecto a la temperatura, en relación a la expresión de Topiwala y Sinclair, en donde se observa que la velocidad de crecimiento se incrementa hasta un valor máximo, y luego decrece por efecto de la desaparición de los microorganismos debido al impacto térmico. Esta figura permite establecer el rango térmico de operación de un bioproceso, a partir de la tolerancia que los microorganismos presentan frente a la temperatura.

Nombre	Expresión
Arrhenius	$\mu(T) = A * \exp\left(\frac{-E}{RT}\right)$
Tchobanoglous-Crites	$\mu(T) = \mu_{20} \Theta^{T-20}$
Topiwala-Sinclair	$\mu(T) = A1 * \exp\left(\frac{-E1}{RT}\right) - A2 * \exp\left(\frac{-E2}{RT}\right) - B$

Tabla 2.1: Expresiones de variación de la velocidad de crecimiento respecto a la temperatura

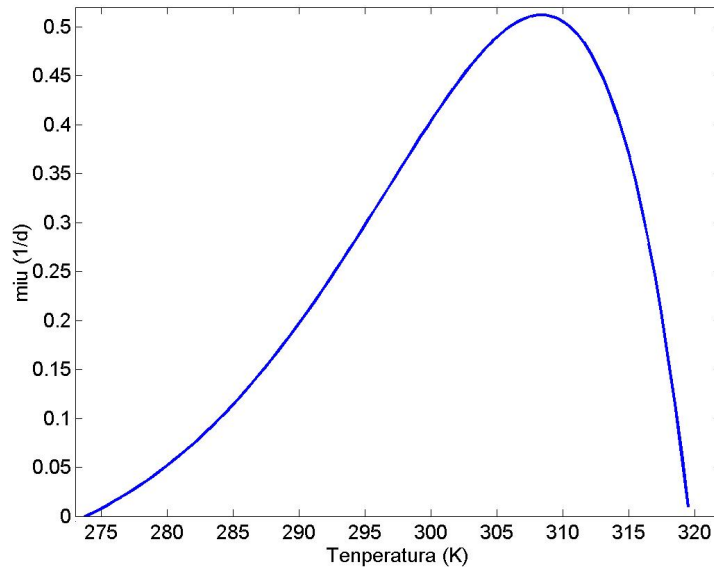


Figura 2.3: Relación de  $\mu$  respecto a la temperatura Ecuación de Topiwala - Sinclair

Donde:

$\mu(T)$ : velocidad específica de crecimiento a la temperatura  $T$ .

$\mu(20)$ : velocidad específica de crecimiento a la temperatura de 20°C.

$A, A1, A2, B$ : constantes.

$R$ : constante universal de los gases.

$E, E1, E2$ : energías de activación.

$\Theta$ : coeficiente de actividad térmica.

Las configuraciones más comunes en reactores anaerobios corresponden al reactor anaerobio de manto de lodos ascendente (UASB), desarrollado por Lettinga en 1978 ([39]), filtro anaerobio, lagunas, reactores de lecho granular expandido (EGSB), reactores de contacto y reactores de mezcla completa ([40]).

Dado que en el trabajo se estudia la configuración UASB, se procede a continuación a describir el sistema.

### 2.2.2. Reactor UASB

El reactor UASB fue desarrollado por el Dr. Gatzte Lettinga y sus colegas de la Universidad de Wageningen a finales de los años 70. El concepto del UASB surge del reconocimiento de que es posible retener biomasa en un reactor sin necesidad de contar con un material de soporte como en el caso del filtro anaerobio. Esto se debe a la formación de gránulos de lodo activo con propiedades excepcionales de sedimentación. Los gránulos de lodos son agregados de microorganismos que se forman durante el tratamiento del agua residual. El régimen de flujo ascendente genera unas condiciones de selectividad en las cuales sólo aquellos microorganismos capaces de adherirse entre sí (auto-inmovilización) logran proliferar y

sobrevivir. Estos agregados, son una biopelícula compacta y densa cuyo tamaño de partícula varía entre 0.5 a 2 mm de diámetro ([41]). El lodo granular es la característica predominante que distingue a la configuración UASB de las otras tecnologías anaerobias. La formación de agregados permite que la biomasa no se escape del reactor por efecto de la ascensión de flujo y de los fenómenos de turbulencia, de igual forma se favorece el mejoramiento de las condiciones fisiológicas de las colonias microbianas y con esto el proceso metabólico de las bacterias, lo que se traduce en una cercana relación entre la eficiencia del reactor y la formación de lodo granular ([42]). En los trabajos presentado por Liu *et al*, 2002-2003 ([43], [44]) se estudia la influencia de la hidrodinámica sobre la formación de gránulos y los modelos asociados a los mecanismos de formación de los agregados; indicando un área de interés para futuras investigaciones en las que se profundice sobre estos mecanismos y su incorporación en los modelos cinéticos.

El reactor UASB hace parte de los sistemas de alta tasa, referidos como aquellos bioreactores en los cuales el tiempo de retención de la biomasa es diferente del tiempo de residencia hidráulico. Esto permite que pueda mantenerse una alta concentración de biomasa en el reactor, y con ello alcanzar altos índices de conversión en un tiempo de residencia menor al requerido por los sistemas convencionales de mezcla completa ([45]). El UASB está conformado por tres zonas de operación: lecho de lodos, manto de lodos y separador sólido-líquido-gas (SLG), tal como se muestra en la Figura 2.4. En el lecho de lodos se presenta el primer contacto entre el efluente a tratar y la biomasa. Esta zona es la de mayor concentración de lodos. En la zona de manto de lodos la biomasa se encuentra en suspensión, abarcando mayor volumen que en la zona inferior del reactor. Esta región tiene un comportamiento de lecho fluidizado o expandido y finalmente en la región separador (SLG) se separa la fase gaseosa de la suspensión acuosa.

**Diseño del reactor UASB.** El diseño del equipo debe estar basado en el conocimiento del efluente a tratar. Como ya se mencionó con anterioridad, la calidad del lixiviado depende de diversos factores, por lo que se consideró un esquema a escala laboratorio, teniendo en cuenta las consideraciones establecidas en la literatura ([2], [46] y [47]). El reactor fue construido en plexiglas con forma cilíndrica y se encuentra dentro de un baño termostático de agua que permite cambiar la temperatura, por la acción de una resistencia eléctrica capaz de entregar 70 Wattios. El intervalo de temperatura de trabajo se encuentra entre 20-30°C. Los parámetros de diseño son mostrados en la Tabla 2.2, en relación a la figura 2.5. Para la toma de muestras de biomasa en el perfil del sistema se cuenta con cuatro (4) flautas, con sus respectivas válvulas distribuidas a 10 cm, 30 cm, 50 cm, 70 cm desde la parte inferior del reactor. El equipo está rodeado de una espuma color negro con el fin de lograr aislamiento térmico y evitar la formación de algas (figura 2.6).

Las variables de seguimiento del reactor fueron el caudal, la demanda química de oxígeno (DQO), los sólidos suspendidos volátiles (SSV), la producción de metano, la alcalinidad, los ácidos grasos volátiles (AGV) y el pH; parámetros determinados según los procedimientos expresados en ([48]).

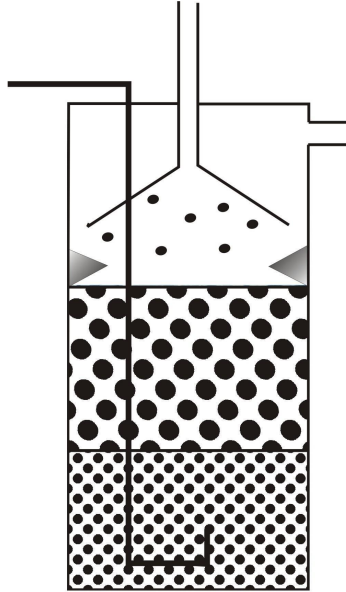


Figura 2.4: Esquema de un reactor UASB.

Parámetro	Valor
Diámetro interno del reactor (DI)	8.4 cm
Longitud efectiva del reactor (L)	147.5 cm
Volumen del reactor	8174.13 cm <sup>3</sup>
Tiempo de residencia hidráulico	0.8 d
Carga orgánica	6 kg DQO /m <sup>3</sup> *d
Radio de la campana (Rc)	3.77 cm
Ancho de la abertura (Wa)	0.86 cm
Ángulo de la campana	60°
Ángulo de los deflectores	45°
Traslapo vertical del deflector (tv)	0.66 cm
Ancho de los deflectores (Wd)	1.1 cm
Longitud de los deflectores (Ld)	2.2 cm
Distancia (Lt)	1 cm
Ancho mínimo de la campana (Wt)	0.54 cm
Altura de la campana (Hg)	6.82 cm
Anchura de los lados (Wg)	7 cm

Tabla 2.2: Parámetros de diseño del reactor

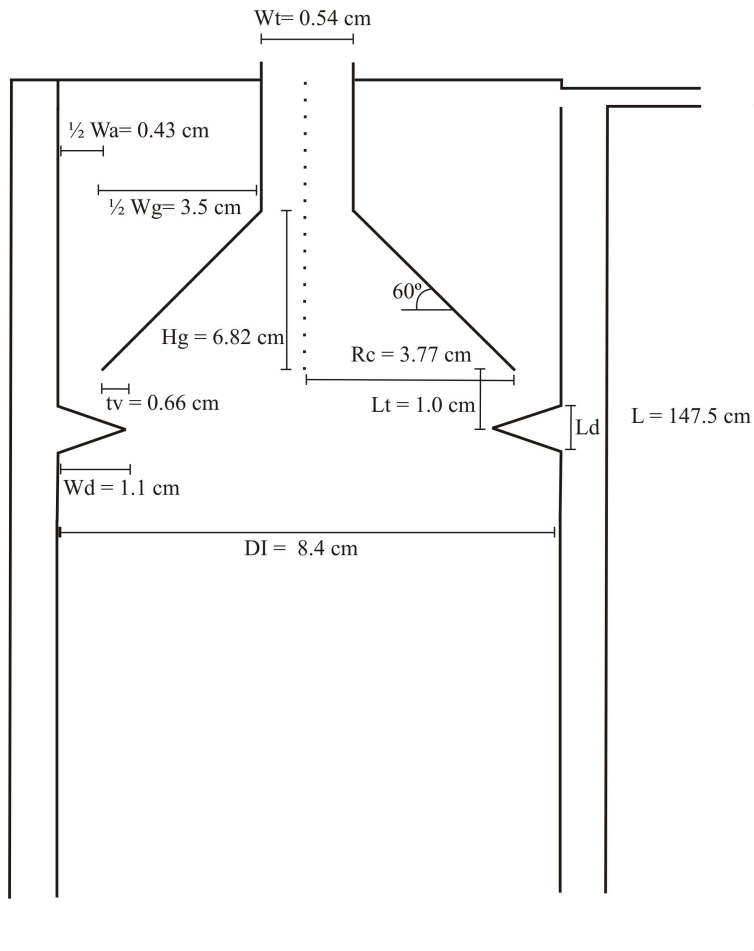


Figura 2.5: Diagrama de diseño para el Reactor UASB.

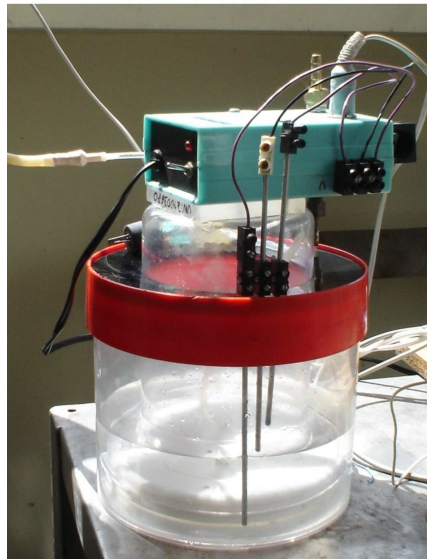


Reactor UASB



Toma de muestras

Figura 2.6: Reactor UASB.



Medidor de metano



Bomba peristáltica



Separador SLG

Figura 2.7: Accesorios del UASB.

La producción de metano fue medida bajo el principio de la botella de Mariotte, en donde el biogás pasa a través de una solución alcalina que reacciona con el  $\text{CO}_2$  dejando insoluble al metano, a cuyo paso desplaza un volumen equivalente ( [49]). Este principio se utilizó para el diseño de un sensor con un volumen de referencia que hace un contacto eléctrico cuando el volumen es desplazado; señal que se envía a la tarjeta de adquisición para ser utilizada en el programa de adquisición y control. En la figura 2.7 se muestra la bomba utilizada para la alimentación del reactor, el medidor de metano y el separador SLG. Las especificaciones sobre el sistema de adquisición se muestran en el Apéndice B (pag. 105) y los datos sobre el arranque y el seguimiento del reactor son presentados en el Apéndice A (pag. 99), teniendo en cuenta que se trabajó con lixiviado diluído.

Para una entrada de 4000 mg/l de DQO a una temperatura de  $20^\circ\text{C}$ , se obtuvo una remoción del 80.77 % (correspondiente al día 15 de febrero de 2006, tabla A.1 del Apéndice A, pag. 101) , mientras que al trabajar con una temperatura de  $27^\circ\text{C}$  se alcanzó una remoción de 86.6 % (correspondiente al día 13 de marzo de 2006, tabla A.1 del Apéndice A, pag. 101). De acuerdo al Apéndice A se evidencia que el reactor presenta una baja producción de metano, respecto a la relación teórica expresada en la literatura ( $35 \text{ m}^3/100 \text{ kg DQO}$ ) ( [50]). Lo anterior puede ser causado por el tamaño del reactor o la posible presencia de fugas en el sistema de medición. Respecto al tamaño del equipo se ha encontrado en la literatura que en reactores UASB de baja altura, la producción de biogás es baja debida a la pérdida de lodo provocada por el burbujeo del biogás (proporcional a la carga). Esto unido al corto recorrido impide la separación adecuada de las fases.

Como se ha mencionado con anterioridad uno de los parámetros operacionales que afectan el rendimiento de un proceso anaerobio es el pH, el cual puede sufrir una caída agresiva en la fase acidogénica, donde se producen grandes cantidades de AGV. Un descenso en el pH del proceso puede producir efectos inhibitorios en la actividad metanogénica. Como parámetro de control del pH se utiliza la relación entre los ácidos grasos volátiles y la alcalinidad. De acuerdo a lo reportado por la literatura, un sistema con una relación AGV/Alcalinidad menor a 0.4, muestra una buena capacidad buffer ( [51]), de tal manera que para el sistema estudiado, de acuerdo a la tabla A.2 (pag. 102, Apéndice A), se establece que el reactor puede aceptar altas cargas de AGV.

### 2.3. Conclusiones

Se realizó el diseño, construcción y puesta en marcha de un reactor UASB para el tratamiento de lixiviados provenientes del Relleno Sanitario La Esmeralda. El sistema fue evaluado por un período de 10 meses, de donde se determinó que la tecnología anaerobia es una alternativa viable para el tratamiento del efluente de estudio, alcanzando porcentajes de remoción mayores del 80 %, para cargas de  $8.5 \text{ kg}/\text{m}^3 \text{ d}$ .

El sistema presenta una buena propiedad buffer.

En el rango seleccionado de temperatura se establece que este parámetro es un factor determinante en el desempeño del reactor y que incrementos en esta permite alcanzar mejores porcentajes de remoción.

## Modelado del Proceso de Degradación Anaerobia

---

---

*El modelo es por definición aquel en el que no hay nada que cambiar,  
aquel que funciona a la perfección, en cambio la realidad,  
vemos perfectamente que no funciona y se desintegra por todas partes;  
por lo tanto, no queda sino obligarla a tomar la forma del modelo,  
por las buenas o por las malas.  
ITALO CALVINO.*

Una de las principales dificultades encontradas en la aplicación de los procesos anaerobios es la falta de conocimiento en relación a los fenómenos complejos que ocurren en el medio y al hecho de que la confiabilidad de operación sólo se hace evidente cuando existe experiencia a escala real o de laboratorio ( [52]). El desarrollo de modelos matemáticos busca proporcionar una herramienta que permita dar una aproximación sobre el comportamiento real del sistema, con miras al establecimiento de condiciones adecuadas de operación, superando las dificultades relacionadas con la experimentación, dentro de las cuales se resaltan los largos tiempos de respuesta de estos sistemas. El modelo matemático del sistema permite reproducir y explicar fenómenos observados, entender algunos de los mecanismos del proceso, predecir la evolución del sistema, estimar variables y parámetros no medidos, detectar fallas y evaluar diversas estrategias de control como un paso preliminar a la optimización del proceso ( [14], [53], [54]).

El problema del modelado del proceso puede ser enfocado de tres formas:

- Modelo fenomenológico: en donde el modelo del proceso se desarrolla a partir de las ecuaciones de las variables de estado. Estos modelos se conocen como modelos de caja blanca.
- Modelo entrada salida: conocido como modelo de caja negra, en el que se obtiene una representación del proceso a partir de las relaciones entre las entradas y salidas del sistema. El mayor inconveniente de los modelos de caja negra se debe al hecho de que sus parámetros no tienen un significado físico que proporcione un conocimiento conceptual del proceso. Tienen la ventaja de ser más flexibles que los modelos fenomenológicos desde el punto de vista computacional.

- Modelo combinado: también conocidos como modelos de caja gris. En este tipo de modelo se combina el modelo fenomenológico con el modelo de entrada-salida, con el objeto de obtener una representación flexible que a su vez cuente con parámetros de significado físico ([5]).

El presente trabajo se enfoca en el modelo fenomenológico del proceso. Las consideraciones y aproximaciones realizadas, son explicadas a continuación.

### **3.1. Modelado fenomenológico**

El desarrollo del modelo fenomenológico del sistema se basa en el estado fisiológico de las bacterias, los fenómenos de transferencia de las fases presentes, el equilibrio iónico de las especies, el régimen de flujo y los efectos inhibitorios.

Las investigaciones experimentales para este tipo de sistemas no son ejercicios triviales, debido a las diferentes poblaciones presentes y al efecto que tiene la producción de biogás sobre la distribución de flujo, el mezclado y la distribución de la biomasa ([55]). La complejidad asociada a los procesos de tratamiento de efluentes residuales es aún mayor que la correspondiente a otros procesos biotecnológicos, no sólo por la variedad de microorganismos involucrados, que además no son precisamente conocidos por el personal a cargo de las plantas, sino también por la mezcla de diferentes sustratos cuya composición es variante en el tiempo ([56]). A continuación se presentan las aproximaciones realizadas sobre el modelado de la actividad de las bacterias y del régimen hidráulico del reactor, ambos parámetros críticos en el desempeño de los reactores biológicos.

#### **3.1.1. Consideraciones sobre la cinética biológica**

Los procesos químicos y biológicos suceden a diversas velocidades. La razón por la que esto ocurre está relacionada con lo que se ha denominado: cinética. S.E. LeBlanc ([36]) propone una definición muy interesante:

*La cinética es la manera natural de prevenir que todo ocurra al mismo tiempo.*

En los procesos biológicos, el fenómeno de crecimiento microbiano (cinética) se constituye como el elemento de mayor incertidumbre. Los modelos desarrollados para obtener una aproximación del comportamiento microbiano se clasifican en modelos estructurados, no-estructurados, segregados y no-segregados. Los modelos estructurados consideran varios componentes químicos y sus interacciones dentro de las células; mientras que los modelos no estructurados se basan en la aproximación de que el crecimiento celular no depende del comportamiento intracelular. Los modelos segregados consideran las diferencias entre células individuales en términos de propiedades como masa celular y edad celular y finalmente los modelos no-segregados se basan en la simplificación de que las células tienen idénticas propiedades físicas y químicas ([57]).

En términos lingüísticos el balance de materia de las especies (químicas y biológicas) involucradas en el proceso se representa en la ecuación 3.1:

$$\text{Acumulacion} = \text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Generacion} \quad (3.1)$$

En el caso de las bacterias, el término de generación se relaciona con la actividad microbiana en el reactor, considerada como la sumatoria de diversos procesos como: crecimiento, mantenimiento celular y decaimiento endógeno. De tal manera que si se denomina a  $r_n$  como el término de generación bacteriana, se tendría:

$$r_n = r_g + r_m + r_d \quad (3.2)$$

Donde:

$r_g$ : cinética de crecimiento (mg/l d).

$r_m$ : cinética del mantenimiento celular (mg/l d).

$r_d$ : cinética de decaimiento (mg/l d).

Los términos de mantenimiento celular y de decaimiento siguen generalmente cinéticas de primer orden respecto a la concentración de microorganismos. Estos factores pueden ser despreciados, asumiendo una regeneración constante del lodo a través del ciclo de crecimiento, muerte, lavado y desgaste ([18]).

Como ya se mencionó con anterioridad el proceso de degradación anaerobia se lleva a cabo en cuatro etapas en las cuales se desarrollan diversas colonias de bacterias que tienen características fisiológicas diferentes, por lo que un modelo riguroso establecería un balance para cada una de las especies involucradas en cada etapa. La modelación del factor de generación de bacterias se representa de la siguiente forma:

$$r_{g_i} = \mu_i X_i \quad (3.3)$$

Donde:

$r_{g_i}$ : cinética de crecimiento de la especie  $i$  (mg/l d).

$\mu_i$ : velocidad específica de crecimiento la especie  $i$  ( $d^{-1}$ ).

$X_i$ : concentración de la especie  $i$  (mg/l).

La especie  $i$  representa las diversas colonias que interactúan en el proceso: bacterias acidogénicas, bacterias acetogénicas propiónicas, bacterias acetogénicas butíricas y bacterias metanogénicas.

La velocidad específica de crecimiento asociada a la generación de cada especie microbiana es función de la concentración del sustrato (alimento), del pH, de la temperatura, y de la concentración de agentes inhibidores. En términos generales la velocidad de crecimiento se puede expresar como:

$$\mu = \Psi(pH)g(T)f(S, I) \quad (3.4)$$

Donde:

$pH$ : Potencial de hidrógeno del proceso.

$T$ : Temperatura del proceso.

$S$ : Concentración del sustrato (mg/l).

$I$ : Concentración de la sustancia inhibidora (mg/l).

$\Psi(pH)$ : función que representa el efecto del pH.

$g(T)$ : función que representa el efecto de la temperatura.

$f(S, I)$ : función que relaciona el efecto del sustrato ( $S$ ) y el agente inhibidor ( $I$ ).

Diversas expresiones se encuentran en la literatura para representar la velocidad de crecimiento microbiano. Algunas de ellas se ilustran en la tabla 3.1. Las constantes  $K$  y  $K_I$  se denominan constantes de saturación y de inhibición respectivamente y se expresan en mg/l. El término  $\mu_{max}$  representa la velocidad máxima específica de crecimiento y se expresa en  $d^{-1}$ . En el libro de Bastin & Dochain, 1990 ([38]) se presentan otras expresiones de la cinética de crecimiento.

Nombre	Expresión
Monod	$\mu = \mu_{max} \frac{S}{K+S}$
Haldane	$\mu = \mu_{max} \frac{S}{K+S+\frac{I^2}{K_I}}$
Ierusalimsky	$\mu = \mu_{max} \frac{S}{K+S} * \frac{K_I}{K_I+I}$

Tabla 3.1: Expresiones de la velocidad de crecimiento microbiano.

Para el caso de las bacterias acidogénicas, el sustrato corresponde al material soluble del afluente a tratar. Las bacterias propiónicas y butíricas utilizan, respectivamente, como sustratos los ácidos propiónico y butírico respectivamente, mientras que la colonia de bacterias metanogénicas utilizan como sustrato el ácido acético. Las bacterias acetogénicas presentan inhibición por efecto del ácido acético y las bacterias metanogénicas por efecto del amoníaco.

Dado que los sustratos del proceso se producen y se consumen en las diversas etapas del mismo, la expresión neta de generación se representa de la siguiente forma:

$$r_{g_{s_j}} = \sum Y_j^i \mu_j X_i \quad (3.5)$$

Donde:

$r_{g_{s_j}}$ : cinética de generación o consumo del sustrato de la especie  $j$ .

$Y_j^i$ : coeficiente de rendimiento del sustrato  $j$  respecto a la especie  $i$  (cantidad de masa de sustrato consumida por unidad de biomasa).

En cada etapa del proceso el coeficiente de rendimiento puede tomar un valor positivo en el caso de que el sustrato sea un producto de la reacción, o un valor negativo en caso de que sea un reactivo.

Algunos de los trabajos relacionados con el modelado cinético del proceso son los presentados por Scenna *et al*, 1999 ([53]), Masse & Droste, 2000 ([58]), Bagley & Brodkorb, 1999 ([59]), Batstone *et al*, 2000 ([17]), en donde se tienen en cuenta efectos inhibitorios de la velocidad de crecimiento respecto al pH y a la concentración de hidrógeno. Un modelo

matemático riguroso del proceso de digestión anaerobia es el modelo ADM1 desarrollado por la asociación internacional del agua (IWA), en el que se presentan 26 variables de estado y 19 esquemas de reacciones biológicas ([60]). Modelos como los anteriores presentan un alto grado de complejidad, y el uso de estos para propósitos de control en línea es una tarea tediosa debido a la dificultad asociada a la calibración y validación ([61]); en donde se requiere de un elevado número de experimentos y caracterizaciones fisicoquímicas, muchas de las cuales presentan costos altos. De otro lado la discriminación de las diversas colonias de bacterias que se desarrollan en el proceso requiere de pruebas que deben ser realizadas en un laboratorio especializado.

Es importante tener en cuenta que el desarrollo de un modelo matemático, debe estar referido a un objetivo, sin el cual la construcción del modelo no tendría sentido ([14]). Bajo esta premisa, es necesario tener en cuenta que el objetivo del modelamiento del sistema en el presente trabajo está ligado a un propósito de control, por lo que el modelo a obtener debe tener una estructura simple que describa el proceso dentro de una precisión aceptable ([54]), y que permita desarrollar un algoritmo de control eficiente bajo la noción de *modelamiento mínimo* ([38]).

Por otra parte, la reglamentación ambiental y los estándares de evaluación de parámetros se fundamentan en variables globales, como la demanda química de oxígeno (DQO), los ácidos grasos volátiles (AGV) y los sólidos suspendidos volátiles (SSV), lo que motiva el desarrollo de modelos más simplificados y convenientes desde el punto de vista de manejo de variables y del factor económico. En relación con lo anterior se encuentran modelos más simplificados como los propuestos por Raposo *et al*, 2000 ([62]) y Borja *et al*, 2004 ([63]). En este mismo sentido, el trabajo presentado por Bernard *et al*, 2006 ([64]) demuestra que los modelos simples pueden reproducir de manera precisa el comportamiento del sistema, y además que pueden ser muy útiles para el desarrollo de estrategias de control avanzadas, que por lo general no pueden aplicarse a modelos matemáticos complejos.

De lo anterior se propone trabajar con un modelo cinético no estructurado y no segregado, considerando una reacción total en la que se agrupan las diversas colonias microbianas dentro de los Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV), y los sustratos involucrados dentro de la Demanda Química de Óxígeno (DQO) (modelo macroscópico). Partiendo de la ecuación de Monod expresada en la tabla 3.1 y teniendo en cuenta que el metano generado en la reacción de metanogénesis es insoluble y por tanto no se acumula en el sistema, la cantidad de este gas producido se expresa mediante la ecuación 3.6.

$$Q_{met} = k_{met}\mu_{max} \frac{S}{K + S} X \quad (3.6)$$

Donde  $Q_{met}$  representa la producción de metano en mililitros/día y  $k_{met}$  (ml CH<sub>4</sub>/mg/l SSV) es el factor de rendimiento de producción de metano.

La forma de la ecuación 3.6 dificulta la determinación de los parámetros  $\mu_{max}$ ,  $K$  y  $k_{met}$ , por lo que es acostumbrado realizar una manipulación adecuada que permita relacionar los datos cinéticos de manera lineal. Una de estas manipulaciones corresponde a la ecuación de Lineweaver-Burk ([65]), representada en la ecuación 3.7.

$$\frac{X}{Q_{met}} = \frac{K}{k_{met}\mu_{max}} \frac{1}{S} + \frac{1}{k_{met}\mu_{max}} \quad (3.7)$$

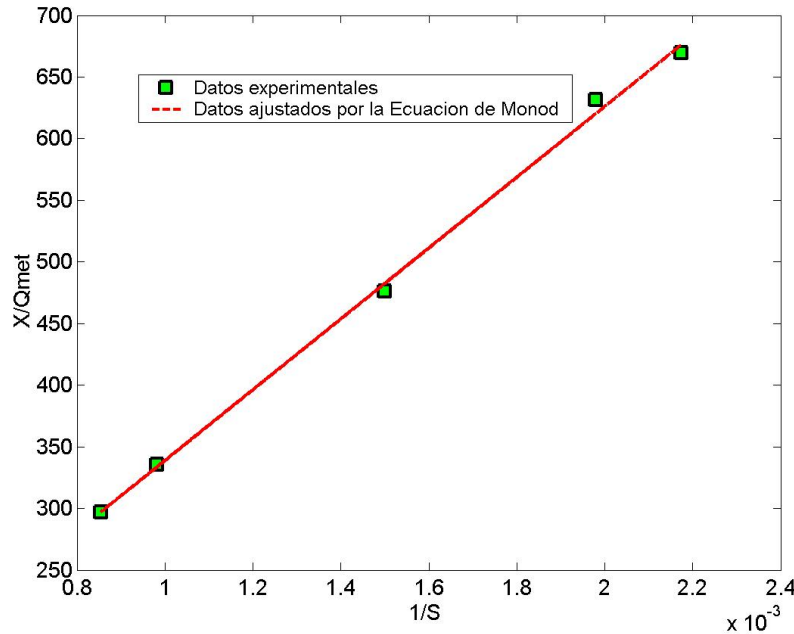


Figura 3.1: Ajuste de datos para la cinética de Monod.

Utilizando la información del seguimiento del reactor para los días 14 de junio, 19 de agosto, 6 de octubre, 11 de noviembre y 17 de noviembre de 2005 (ver tabla A.1 del Apéndice A, pags. 99 - 101), se realizó un ajuste de datos usando el método de los mínimos cuadrados, por medio del software libre **R**, que arrojó un coeficiente de correlación  $r^2=0.9970$ . En la figura 3.1 se muestra la comparación entre los datos experimentales y los del ajuste. La curva de ajuste tiene una pendiente igual a  $2.87 \cdot 10^5$  y un intercepto igual a 51.99, de lo que se deduce que la constante de Monod tiene un valor de  $K=5522.3 \text{ mg/l}$  y que la productoria entre el factor de rendimiento de producción de metano y la velocidad máxima específica de crecimiento es  $k_{met} * \mu_{max} = 1/51.99$ . Los *Pvalue* para la pendiente y el intercepto son 0.00153 y 0.11909 respectivamente, lo que establece una significancia del 99.85 % para la pendiente y del 88.09 % para el intercepto.

En la figura 3.2 se ilustra la distribución de los errores residuales del ajuste realizado. Si los residuales se distribuyen aleatoriamente alrededor de cero, se establece que el ajuste es satisfactorio ([66]). A pesar de los pocos datos, se determina que dada la aleatoriedad de la distribución de los errores entre los datos experimentales y el modelo ajustado, el ajuste obtenido es satisfactorio.

Para realizar un procedimiento de ajuste de datos, lo ideal es poder contar con la mayor cantidad posible de puntos, sin embargo en este caso los datos seleccionados para esto son pocos, debido a algunos inconvenientes presentados en las caracterizaciones, los cuales se mencionan a continuación:

**Taponamiento de las tomas de muestras para la biomasa.** En esta situación, al realizar el muestreo en los puntos que se ilustran en la figura 2.6 (pag. 17), las muestras