

**INSTITUTO TECNOLÓGICO Y DE ESTUDIOS  
SUPERIORES DE MONTERREY  
CAMPUS MONTERREY**

**DIVISION DE GRADUADOS EN INGENIERIA  
PROGRAMA DE GRADUADOS EN INGENIERIA**



**COMPORTAMIENTO DE UN REACTOR ANAEROBIO  
EMPAcado DE FLUJO ASCENDENTE PARA EL  
TRATAMIENTO DE RESIDUALES DE LA PRODUCCION  
DE HARINA DE MAIZ**

**TESIS**

**PRESENTADA COMO REQUISITO PARCIAL PARA  
OBTENER EL GRADO ACADEMICO DE  
MAESTRO EN CIENCIAS  
CON ESPECIALIDAD EN INGENIERIA AMBIENTAL**

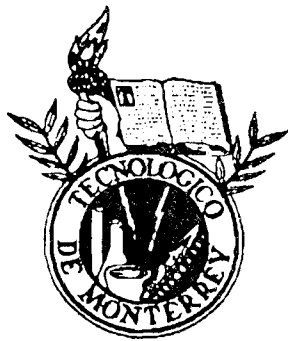
**YAZMIN CRUZ LOPEZ**

**DICIEMBRE DE 1998**



**INSTITUTO TECNOLOGICO Y DE ESTUDIOS  
SUPERIORES DE MONTERREY**  
CAMPUS MONTERREY

DIVISION DE GRADUADOS EN INGENIERIA  
PROGRAMA DE GRADUADOS EN INGENIERIA



COMPORTAMIENTO DE UN REACTOR ANAEROBIO EMPACADO DE  
FLUJO ASCENDENTE PARA EL TRATAMIENTO DE RESIDUALES DE LA  
PRODUCCION DE HARINA DE MAIZ

**TESIS**

PRESENTADA COMO REQUISITO PARCIAL PARA OBTENER  
EL GRADO ACADÉMICO DE MAESTRO EN CIENCIAS  
CON ESPECIALIDAD EN INGENIERIA AMBIENTAL

YAZMIN CRUZ LOPEZ

MONTERREY, N. L.

DICIEMBRE 1998

A todos los que apoyaron la realización de este trabajo... **¡¡GRACIAS!!**

---

## RESUMEN

El tratamiento de aguas residuales ha sido dominado por procesos aerobios. En 1972 se desarrolló el Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (RAFA). Este ha sido ampliamente utilizado en Europa y en América del Sur (Craveiro A. M. 1991). El reactor es apto para tratar aguas residuales domésticas e industriales con elevada carga orgánica. Dentro de los procesos anaerobios el reactor RAFA es el que ha tenido mayor aceptación debido a la facilidad de operación y a sus instalaciones compactas (Morgan J. M. y Noyola A. 1997).

Para este trabajo se diseñó y construyó un reactor anaerobio empacado de flujo ascendente con un volumen de 7 Litros, tiempo de residencia hidráulico de 24 hrs. y un flujo a tratar de 0.3 lt/hr. El reactor trabajó durante 31 días. Durante el período de operación del reactor se obtuvieron los valores de DQO, DBO, Sólidos Totales y Suspendidos, Conductividad, Alcalinidad, Acidez, pH, Temperatura, Nitrógeno y Fósforo, a la entrada y salida del reactor.

El pH promedio a la entrada del reactor fue de 7.3, mientras que para la salida fue de 6.5. Las temperaturas promedio reportadas durante la operación del reactor oscilaron entre 14.1°C y 25.7°C. Se evaluó la eficiencia de remoción en DQO para la cual se obtuvo un valor promedio de 75.3%. La eficiencia para la DBO reportó un valor medio de 85.6%. Se obtuvo también la correlación entre los valores de DQO y DBO. Los Sólidos Totales presentan una eficiencia de remoción promedio de 76.42%, mientras que en los Sólidos Suspendidos se tiene una eficiencia promedio de 91.4%.

La alcalinidad a la entrada del reactor reportó un valor promedio de 292 mg/l como  $\text{CaCO}_3$  y para la salida el valor que se obtuvo es de 534.4 mg/l como  $\text{CaCO}_3$ . Para la acidez los valores que reportó el proceso son de 39.2 mg/l como  $\text{CaCO}_3$  para la entrada y 116.4 mg/l como  $\text{CaCO}_3$  a la salida del reactor.

Se demostró que en condiciones óptimas de pH y nutrientes el proceso es capaz de tratar influentes, con una alta carga orgánica de 15 KgDQO/m<sup>3</sup>/día, presentando eficiencias de remoción en materia orgánica hasta de 88.6%.

---

---

# INDICE

<b>1. INTRODUCCION</b>	<b>1</b>
1.1 Antecedentes	1
1.2 Objetivo General	3
1.3 Justificación	4
<b>2. MARCO TEORICO</b>	<b>5</b>
2.1 Generalidades	5
2.2 Digestión Anaerobia	7
2.3 Factores Ambientales	15
2.3.1 Temperatura	15
2.3.2 Nutrientes	15
2.3.3 Toxicidad	16
2.3.4 pH	17
2.4 Sistemas de Tratamiento Anaerobio	18
2.4.1 Lecho Fijo	18
2.4.2 Lecho en Movimiento	19
2.4.3 Lecho Expandido	19
2.4.4 Lecho Fluidizado	19
2.4.5 Lecho Reciclado	20
2.5 Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente	22
2.6 Lodos Granulares	25
2.6.1 Factores que afectan la Granulación	26
2.6.2 Propiedades de los Lodos	29
2.7 Proceso de Arranque	31
2.8 Aplicación del reactor RAFA	32
2.9 Ventajas del reactor RAFA	32
2.9.1 Costo de capital y operación	32
2.9.2 Arranque	33
2.9.3 Operación y Servicio	33
<b>3. METODOLOGIA</b>	<b>34</b>
3.1 Introducción	34
3.2 Descripción del Reactor	34
3.3 Características del Residuo	38

---

---

## INDICE

3.4 Parámetros Evaluados	41
3.4.1 Demanda Química del Oxígeno	41
3.4.2 Demanda Bioquímica de Oxígeno	42
3.4.3 Conductividad	43
3.4.4 Alcalinidad	44
3.4.5 Acidez	46
3.4.6 Temperatura	47
3.4.7 pH	47
3.4.8 Sólidos Totales	48
3.4.9 Sólidos Suspendidos	48
<b>4. RESULTADOS</b>	<b>50</b>
4.1 Introducción	50
4.2 Demanda Química de Oxígeno (DQO)	52
4.3 Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO)	58
4.4 Sólidos Totales y Sólidos Suspendidos	60
4.5 Alcalinidad y Acidez	62
4.6 Conductividad	64
4.7 Resultados Generales	65
<b>5. CONCLUSIONES</b>	<b>67</b>
5.1 Recomendaciones	71
<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>72</b>

---

---

## Indice de Tablas

### 1. INTRODUCCION

<b>Tabla 1.1</b>	Sistemas Anaerobios vs Sistemas Aerobios en el Tratamiento de Efluentes	3
------------------	---	---

### 2. MARCO TEORICO

<b>Tabla 2.1</b>	Composición Elemental de las Bacterias	9
<b>Tabla 2.2</b>	Rangos de Temperatura para los Microorganismos	9
<b>Tabla 2.3</b>	Principales Grupos de Microorganismos Anaerobios	10
<b>Tabla 2.4</b>	Concentración Óptimas de Nutrientes para Procesos Anaerobios	16
<b>Tabla 2.5</b>	Composición Química de los Lodos Granulares	30

### 3. METODOLOGIA

<b>Tabla 3.1</b>	Principales Componentes del Influyente	38
<b>Tabla 3.2</b>	Características de la Harina de Maíz MASECA (Composición en 30 g.)	39
<b>Tabla 3.3</b>	Composición Porcentual de los Sólidos Totales en Base Seca, de una Muestra Típica de la Planta GRUMA Mty., N. L. México	39
<b>Tabla 3.4</b>	Composición y Características del Nejayote Producto de la Nixtamalización de Maíz Palomero Reventador Toluqueño	40

### 4. RESULTADOS

<b>Tabla 4.1</b>	Composición y Características Promedio de la Alimentación al Reactor	65
<b>Tabla 4.2</b>	Composición y Características Promedio en el Efluente del Reactor	66

---

---

## Indice de Figuras

### 2. MARCO TEORICO

<b>Figura 2.1</b>	Reacciones desarrolladas en la producción de ácido	13
<b>Figura 2.2</b>	Reacciones desarrolladas en la producción de metano	14
<b>Figura 2.3</b>	Configuración de los distintos tipos de Sistemas Anaerobios	21
<b>Figura 2.4</b>	Diagrama esquemático de un reactor RAFA	23

### 3. METODOLOGIA

<b>Figura 3.1</b>	Esquema del Reactor	35
<b>Figura 3.2</b>	Diagrama de Flujo de la metodología que se siguió en esta investigación	37

### 4. RESULTADOS

<b>Figura 4.1</b>	Comportamiento de la Demanda Química de Oxígeno en el tiempo	52
<b>Figura 4.2</b>	Comportamiento de la temperatura en el tiempo	53
<b>Figura 4.3</b>	Comportamiento de la Demanda Química de Oxígeno en la Etapa de Estabilización	54
<b>Figura 4.4</b>	Eficiencia en DQO para la Estabilización	55
<b>Figura 4.5</b>	Comportamiento de la Demanda Química de Oxígeno en la Segunda Etapa	55
<b>Figura 4.6</b>	Comportamiento del pH en el tiempo	56
<b>Figura 4.7</b>	Eficiencia de la Demanda Química de Oxígeno para la Segunda Etapa	57
<b>Figura 4.8</b>	Comportamiento de la Demanda Bioquímica de Oxígeno en el tiempo	58
<b>Figura 4.9</b>	Comportamiento de la DQO y DBO en el tiempo	58
<b>Figura 4.10</b>	Correlación de DBO y DQO	59
<b>Figura 4.11</b>	Eficiencia de Remoción en Sólidos Totales	60
<b>Figura 4.12</b>	Eficiencia de Remoción en Sólidos Suspendidos	61
<b>Figura 4.13</b>	Eficiencia de Remoción en Sólidos Suspendidos y Sólidos Totales	61
<b>Figura 4.14</b>	Comportamiento de la Alcalinidad en la Entrada y Salida del Reactor	62
<b>Figura 4.15</b>	Comportamiento de la Acidez en la Entrada y Salida del Reactor	63
<b>Figura 4.16</b>	Comportamiento de la Conductividad del Reactor	64

---





## 1. INTRODUCCION

### 1.1 Antecedentes

Se conoce como agua residual, aquella que ha recibido un uso y cuya calidad ha sido modificada por la incorporación de agentes contaminantes. Existen varios tipos de agua residual, entre las que se encuentran las de origen urbano, industrial y las provenientes de actividades agrícolas.

Los procesos utilizados para el tratamiento de aguas residuales se dividen en físicos, químicos y biológicos. Dentro de los procesos físicos se encuentran la sedimentación, flotación y floculación, la principal característica de este tipo de tratamientos es el empleo de fuerzas físicas, principalmente las gravitacionales para lograr el tratamiento de los efluentes residuales. Los procesos químicos son aquellos en los que se requiere la adición de reactivos químicos ya que aprovechan las propiedades químicas de diversos compuestos para lograr la remoción de los agentes contaminantes.

Los procesos biológicos consisten en la utilización de los nutrientes por microorganismos para producir nueva masa celular y la mineralización de la materia; se distinguen a su vez en procesos aerobios, anaerobios, facultativos y anóxicos dependiendo de la manera como utilizan el oxígeno.

Tradicionalmente en nuestro país el tratamiento biológico de aguas residuales se ha efectuado empleando procesos y sistemas aerobios, tales como "lodos activados", lagunas aireadas y filtros percoladores. Estos sistemas se caracterizan por la acción de bacterias y otros organismos que requieren de oxígeno para su existencia, razón por la cual, uno de los factores más importantes en estos sistemas es la energía requerida para suministrar las cantidades necesarias del oxígeno proveniente del aire.

A raíz de la crisis energética en la década de los setenta, los sistemas anaerobios se han estudiado con mayor intensidad, lo que ha dado por resultado el desarrollo de reactores de velocidad de reacción elevada que contienen poblaciones densas de microorganismos de gran actividad. Estos desarrollos permiten tener capacidades de tratamiento similares a los sistemas aerobios, a costos menores, tanto de operación como de mantenimiento, ya que no requieren energía para aireación y generan de cinco a seis veces menos cantidad de lodos residuales (Huang et al. 1989).

Ello los convierte en sistemas altamente atractivos para el tratamiento de efluentes residuales con alto contenido de carga orgánica. En la tabla 1 se presentan algunos parámetros que permiten comparar los sistemas anaerobios con los aerobios.

**Tabla 1.1** Sistemas Anaerobios vs Sistemas Aerobios en el Tratamiento de Efluentes

Parámetro	Anaerobio	Aerobio
Requerimientos de Energía	Bajos	Altos
Grado de Tratamiento	Moderado (60 a 90%)	Alto (95%)
Producción de Lodos	Baja	Alta
Estabilidad del Proceso	Baja a Moderada	Moderada a Alta
Tiempo de Arranque	2 a 4 meses	2 a 4 semanas
Requerimientos de Nutrientes	Bajos	Altos
Olor	Problemas Potenciales	Menores posibilidades
Requerimientos de Alcalinidad	Alto	Bajo
Producción de biogás	Sí	No

(Eckenfelder, W. W., et al.; Vieira, S.)

## 1.2 Objetivo General

Determinar los factores de proceso relacionados al tratamiento de efluentes residuales orgánicos de producción de harina de maíz en un reactor anaerobio empacado de flujo ascendente.



### **1.3 Justificación**

El propósito de este proyecto es desarrollar la cinética de degradación de este tipo de reactor utilizando un efluente específico con alta carga orgánica.

Los sistemas anaerobios son poco utilizados en nuestro país y se han convertido en un paradigma de los tratamientos de aguas residuales; esto debido a que en muy pocas ocasiones se ha logrado el éxito en la implementación de estos sistemas. En México están en operación 32 plantas de tratamiento, dentro del sector industrial y urbano, en las cuales se están utilizando reactores de flujo ascendente, con eficiencias de operación que oscilan entre el 70 y 90% (Noyola R. A., 1998).

Resulta conveniente el aprovechamiento de las grandes ventajas que estos tratamientos ofrecen, algunas de ellas son: el bajo costo, la baja producción de lodos, bajos requerimientos de nutrientes, y la recuperación de biogas, todo esto se puede lograr si se desarrolla un modelo que tome en cuenta las características del residuo, junto con los factores ambientales y cinéticos, a cambio tendremos agua recuperada con características adecuadas para poder ser utilizada en algún otro proceso.



## 2. MARCO TEORICO

### 2.1 Generalidades

A mediados de la década pasada, la gran mayoría de los procesos biológicos degradativos estaban orientados al tratamiento de aguas residuales domésticas y eran de índole aerobia, destacando desde luego los sistemas de lodos activados (Holmberg y Ranta, 1982). Estos son quizá los procesos más estudiados en la literatura.

Sin embargo los procesos aerobios generan grandes cantidades de "lodos", material sedimentado compuesto de biomasa microbiana, secreciones metabólicas secundarias y material no completamente digerido. La disposición de estos lodos es una de las operaciones más costosas para la mayoría de las plantas de tratamiento de aguas residuales (Huang et al., 1989). Los tratamientos anaerobios generan menores cantidades de lodos y ofrecen otras ventajas sobre los sistemas aerobios.

Durante los años 60's los procesos anaerobios eran considerados costosos para cargas orgánicas relativamente bajas, además de difíciles de operar a causa de frecuentes fallas. Sin embargo, éstas fueron principalmente producto de la falta de conocimiento de la microbiología y bioquímica de las reacciones anaerobias (Young J. y Yang B. S., 1989).



A finales de la década de los 60's Young J. y Yang B. S. trabajaron con filtros anaerobios y establecieron los fundamentos de factibilidad para este tipo de procesos, con este trabajo se identificaron un número importante de características operacionales para los procesos anaerobios. Primero, el filtro anaerobio es capaz de producir grandes tiempos de retención de sólidos, haciendo posible tratar desechos industriales de baja carga orgánica además de que el proceso es altamente estable aún cuando opera bajo una amplia variación de flujos y cargas; finalmente, la granulación de sólidos biológicos contribuye enormemente a esta estabilidad y es un factor esencial en la obtención de altas eficiencias. Esta característica trajo como consecuencia el desarrollo de los reactores anaerobios de flujo ascendente (Lettinga et al., 1980).

Desde entonces diversas investigaciones han desencadenado la evolución de reactores con mejores diseños, así como una mejor comprensión de la microbiología anaerobia. Una característica básica de estos reactores es la retención de la biomasa activa dentro del mismo. Como consecuencia de lo anterior, los reactores se pueden operar a tiempos de retención de sólidos biológicos más grandes y aumentar la concentración de biomasa sin necesidad de incrementar el tiempo de retención hidráulico (Fang, H. P. y Chui, H. K., 1993).





## 2.2 Digestión Anaerobia

Los sistemas anaerobios son utilizados tanto en el tratamiento de aguas residuales como en la digestión de los lodos. La principal característica de estos sistemas es que, en ellos se produce la descomposición de la materia orgánica e inorgánica, en ausencia de oxígeno molecular. Existen dos tipos de sistemas anaerobios, los de cultivo en suspensión y los de cultivo fijo. Dentro de los cultivos en suspensión se encuentran la digestión anaerobia y los procesos anaerobios de contacto.

En el proceso de digestión anaerobia, la materia orgánica contenida en los lodos primarios y biológicos, se convierte biológicamente -bajo condiciones anaerobias- en metano y bióxido de carbono. Los lodos tratados no son putrescibles y su contenido en organismos patógenos es muy bajo.

Se utilizan dos tipos de digestores, de alta carga y de baja carga. El reactor de baja carga tiene tiempos de digestión altos y no se calienta ni se agita. Mientras que, el de alta carga se calienta y agita, presentando así, tiempos de retención mucho menores.

La digestión anaerobia es un proceso complejo cuyo comportamiento se explica en función de diversas variables. Básicamente los organismos que se encuentran en un volumen cerrado de fermentación anaerobia consumen sustrato, dando como productos finales metano, bióxido de



Marco Teórico  
carbono, biomasa y un residuo no procesado. Entre las ventajas figura la eliminación de algunos componentes indeseables del sustrato.

La bioquímica y microbiología de los procesos anaerobios es más complicada que una aerobia. Los microorganismos y mecanismos de las reacciones, que actúan en la digestión anaerobia, no son conocidos a detalle, aunque durante los últimos años se ha investigado el proceso y se han establecido y descrito las características del mismo por varios investigadores (Henze M. y Harremoës P., 1983).

En los procesos biológicos, en general, la mezcla de microorganismos se considera un sistema dinámico, debido a que los microorganismos presentes incluyen bacterias, protozoarios, hongos, rotíferos y algunos nemátodos entre otros. Los principales microorganismos involucrados en la bioxidación de sustancias orgánicas en aguas residuales son bacterias celulares simples. Aproximadamente el 80% de la composición de las bacterias es agua y el otro 20% es materia, de la cual 20% es considerada inorgánica y el resto materia orgánica. El diámetro típico de las bacterias presentes es de 0.5 a 1 mm; la longitud varía ampliamente. Las bacterias se componen de carbón y oxígeno, además de otros compuestos (Tabla 2.1), el tiempo promedio de regeneración es de 20 minutos y se reproducen por fisión (Chan P. 1981). Se han llegado a identificar en un proceso de oxidación biológica alrededor de 100 especies de bacterias.

**Tabla 2.1** Composición Elemental de las Bacterias

Componente	% Peso Seco
Carbón	50
Oxígeno	20
Nitrógeno	14
Fósforo	8
Hidrógeno	3
Sulfuro	1
Metales	4

(Chan P. 1981)

Según sea el requerimiento de oxígeno se pueden clasificar las bacterias en aerobias y anaerobias, las primeras se desarrollan en presencia de oxígeno y las segundas en ausencia de oxígeno molecular.

Dependiendo de los rangos de temperatura en que las bacterias se reproducen se clasifican en psicrófilas, mesófilas y termófilas. Los organismos utilizados en los procesos biológicos son los llamados mesófilos; los cuales se desarrollan a temperaturas entre los 15 y 45°C.

(Tabla 2.2)

**Tabla 2.2** Rangos de Temperatura para los Microorganismos

Microorganismos	Temperatura °C
Psicrófilos	5-15
Mesófilos	15-45
Termófilos	45-65

(Chan P. 1981)



Diversos microorganismos están involucrados en los procesos anaerobios, y las condiciones óptimas para cada uno de ellos pueden variar de grupo en grupo (El-Shafie A. T. y Bloodgood D. E. ,1973). Los productos finales de la degradación anaerobia son gases, principalmente metano, dióxido de carbono, pequeñas cantidades de sulfuro de hidrógeno, mercaptano e hidrógeno.

La degradación anaerobia es desarrollada por dos grupos de bacterias, las que producen ácido y las que producen metano. Estos dos grupos pueden ser subdivididos a su vez en dos grupos cada uno, como se muestra en la tabla 2.3. Cada uno de los grupos de bacterias son capaces de producir ácido butírico y propiónico.

**Tabla 2.3** Principales Grupos de Microorganismos Anaerobios

<b>Productoras de Acido</b>	<b>Productoras de Metano</b>
Bacterias formadoras de ácido butírico y propiónico <i>Clostridium</i> <i>Propionibacterium</i>	Bacteria metano acetoclástica (acetofílica) <i>Methanosarcina</i>
Bacteria acetogénica <i>Acetobacter</i>	Bacteria metánica (hidrogenofílica) <i>Methanobacterium</i>

(Pelczar M., et al. 1982)

Algunos autores consideran que el metabolismo de un sustrato complejo, incluyendo materia orgánica en suspensión ocurre en cuatro etapas (Maat, D. Z. y Habets, L. H. A., 1987):



- a) Hidrólisis
- b) Formación ácida
- c) Acetogénesis
- d) Metanogénesis

Sin embargo, la mayoría describen la cinética del tratamiento anaerobio como un proceso de tres pasos (Lawrence A. L. y McCarty P. L., 1969), (Kleinstreuer C. y Poweigha T., 1982), (Parkin G. F. y Owen W. F., 1990).

1. Hidrólisis enzimática: La materia orgánica suspendida junto con el material complejo de alto peso molecular se transforma en materia orgánica soluble menos compleja (Lawrence A. L. y McCarty P. L., 1969).
2. Producción de ácido: Los productos de la hidrólisis son fermentados a compuestos orgánicos simples, predominantemente ácidos grasos volátiles con una pequeña cantidad de hidrógeno y finalmente a ácido acético, por un grupo de bacterias anaerobias facultativas llamadas "formadoras de ácido" (Lawrence A. L. y McCarty P. L., 1969).
3. Producción de metano: Los compuestos orgánicos simples son fermentados a metano y dióxido de carbono por un grupo de microorganismos específico, bacterias estrictamente anaerobias llamadas "formadoras de metano", el metano es producido a partir de ácido acético pero también de hidrógeno y dióxido de carbono (Lawrence A. L. y McCarty P. L., 1969).

La hidrólisis de la materia orgánica es un proceso demasiado lento llevado a cabo por enzimas extracelulares. Esencialmente la estabilización de desechos no orgánicos ocurre durante la hidrólisis, la



materia orgánica es convertida a una forma soluble que puede ser utilizada por las bacterias (Parkin G. F. y Owen W. F., 1990). Factores como el pH y el tiempo de residencia celular juegan un papel muy importante con respecto a la velocidad de la reacción (Henze M. y Harremoës P., 1983).

Los lípidos son hidrolizados lentamente, por lo que el paso medio de la hidrólisis es la velocidad limitante global para desechos que contienen cantidades considerables de lípidos y otros compuestos que se hidrolizan más pausadamente. La degradación de lípidos no polares en procesos anaerobios es considerablemente más lenta que la degradación de sustancias polares (Henze, M. y Harremoës, P, 1983).

La producción de ácido da como resultado la formación de ácido acético, en caso de presentarse inestabilidad se forman ácidos grasos más grandes como propiónico, butírico, isobutírico, valérico e isovalérico los cuales se transforman, por medio de microorganismos acetogénicos, en acetato e hidrógeno. En la etapa de acidificación se presenta una mínima reducción de la DQO (Demanda Química de Oxígeno) ó DBO (Demanda Bioquímica de Oxígeno) debido a que los microorganismos en presencia de pH ácidos disminuyen su actividad. La regulación de la producción y consumo de los ácidos grasos esta íntimamente ligada con la presencia del hidrógeno (Parkin G. F. y Owen W. F., 1990).

En un proceso anaerobio estable la concentración de ácidos grasos es baja, alrededor de 0.1-0.3 Kg/m<sup>3</sup>. Cuando estas concentraciones se incrementan significa que existen variaciones de carga o que el proceso esta operando muy cerca de su carga máxima (utilizando un factor de





seguridad mínimo). Durante el arranque del proceso la concentración de ácidos volátiles debe ser razonablemente baja, menor de 1.0-1.5 kg/m<sup>3</sup>, y puede ser usada para controlar el incremento de carga permitido. La cuantificación del ácido propiónico que se produce se utiliza como un indicador de la inestabilidad, es un parámetro de control del proceso generalmente aceptado, aunque no es muy utilizado en la práctica (Kenedy y Van Den Berg 1982).

La velocidad de producción de ácido es alta comparada con la velocidad de producción de metano, por lo que un incremento repentino en orgánicos solubles dará como resultado un incremento en la producción de ácidos con su subsecuente acumulación. Esto puede incluso inhibir el siguiente paso del proceso, ocasionando la liberación de amoníaco por la degradación de proteínas y aminoácidos.

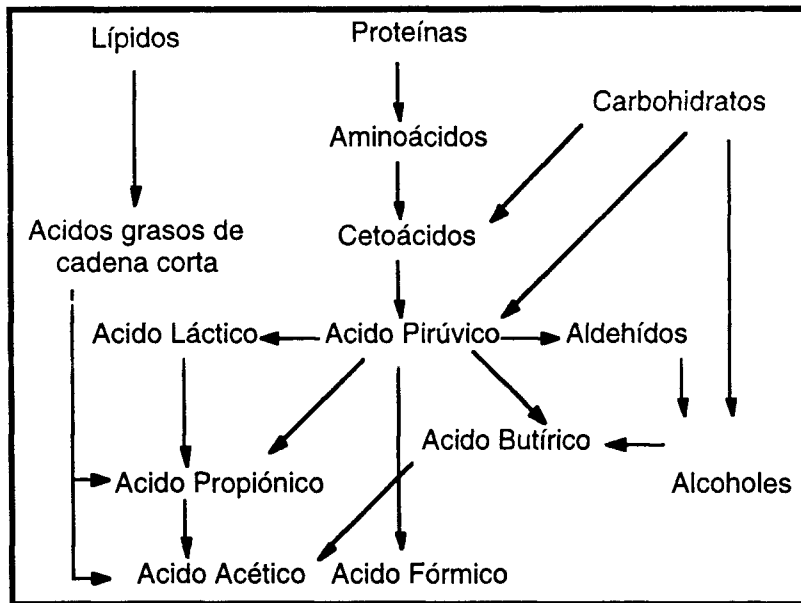
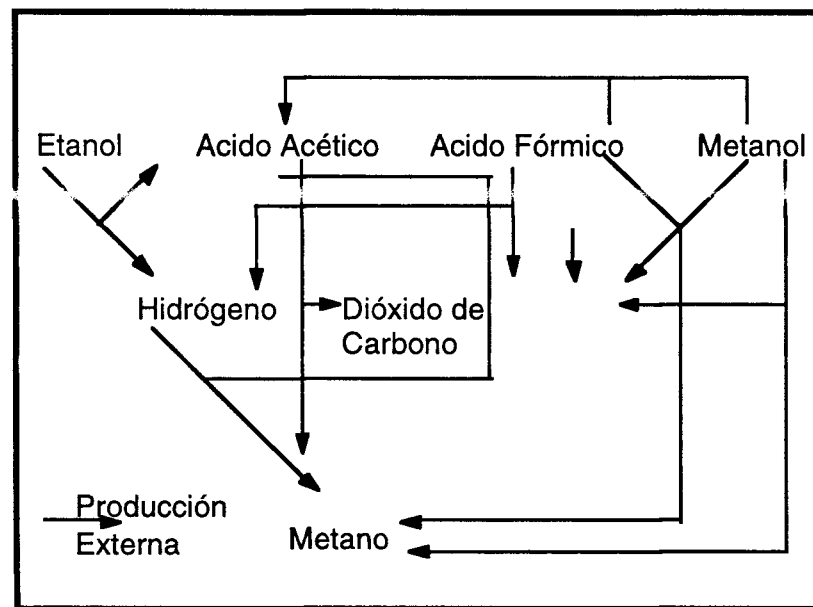


Figura 2.1 Reacciones desarrolladas en la producción de ácido. (Pelczar et. al, 1982)



La producción de metano es un proceso lento, convirtiéndose en el proceso que marca la velocidad limitante de la degradación anaerobia. El metano se produce a partir de ácido acético y/o hidrógeno además de dióxido de carbono. Una tercera parte del metano producido es originado por el hidrógeno molecular. Pequeñas cantidades de metano se pueden producir por la presencia de metanol y ácido fórmico, sin embargo, estas reacciones no son muy importantes para el proceso. Las bacterias encargadas de la producción de metano tienen una velocidad de producción superior a las bacterias que forman el ácido acético. La presencia de oxígeno generalmente inhibe la metanogénesis (Lawrence A. L. y McCarty P. L. 1969).



**Figura 2.2** Reacciones desarrolladas en la producción de metano (Pelczar et. al, 1982)



## 2.3 Factores Ambientales

### 2.3.1 Temperatura

El rango más común para la operación de los procesos anaerobios es de 30 a 40 °C. Aunque se ha demostrado que los procesos pueden operar en un rango de 10 a 45 °C, sin que esto ocasione cambios mayores en el ecosistema microbiano. A temperaturas mayores de los 40 °C la actividad microbiana es significativamente inmóvil. Se recomienda que los cambios de temperatura en un proceso en operación se realicen lentamente, de esta forma los microorganismos se adaptarán sin detener el proceso metabólico, aunque la velocidad se vea afectada (Iza, J. 1991)

### 2.3.2 Nutrientes

Los efluentes industriales generalmente contienen pequeñas cantidades de nutrientes, lo cual repercute en bajos coeficientes de rendimiento, es por ello que se hace necesaria la adición de nutrientes.

Speece y McCarty han demostrado que el nitrógeno y fósforo, contenido en los sólidos suspendidos volátiles (SSV), que se produce durante la digestión anaerobia es aproximadamente de 10.5 y 1.5% respectivamente. La relación Nitrógeno/Fósforo (N/P) en procesos anaerobios de alta carga orgánica presenta valores razonables de 400/7 (Van den Berg y Lentz 1987). Es recomendable también la presencia de otros nutrientes como se muestra en la tabla 2.4.

**Tabla 2.4** Concentraciones Optimas de Nutrientes para Procesos Anaerobios

Compuesto	Concentración g/m <sup>3</sup>	Efecto	Referencia
Fe <sup>++</sup>	0.2	Precipitación Sulfuro Floculación	Speece y McCarty (1964)
Ni <sup>++</sup>	0.006	Incremento de Actividad	Murray y Van den Berg (1981)
Mg <sup>++</sup>	0.01-0.02	Floculación	Lettinga et al. (1980)
Ca <sup>++</sup>	0.01-0.04	Floculación	Lettinga et al. (1980)
Ba <sup>++</sup>	0.01-0.1	Floculación	Lettinga et al. (1980)
Co <sup>++</sup>	0.003	Incremento de Actividad	Murray y Van den Berg (1981)
SO <sub>4</sub> <sup>-</sup>	0.02	Incremento de Actividad	Van den Ver (1980)

### 2.3.3 Toxicidad

Los procesos anaerobios se pueden ver afectados por sustancias tóxicas. La evaluación de la toxicidad se realiza con la ayuda de los procedimientos de toxicidad anaerobia y/o con las técnicas analíticas para la digestión anaerobia. Los resultados varían de acuerdo a la capacidad de los microorganismos para aclimatarse y del tipo de reactor en el que se este llevando a cabo el proceso (Parkin G. F. y Speece R. E., 1994).

El sulfito y sulfato pueden ser convertidos, bajo condiciones anaerobias en sulfuro tóxico. Estos compuesto se encuentran en altas concentraciones en aguas residuales procedentes de la industria del papel, pectina y vino, entre otras.



Su toxicidad esta relacionada con la concentración de sulfuro de hidrógeno libre, lo que significa que a pH menores de 6.5 se incrementa. El proceso se inhibe a concentraciones aproximadas de 0.1 Kg/m<sup>3</sup> de sulfuro de hidrógeno libre. La presencia de fierro puede reducir el grado de toxicidad precipitando sulfuro de fierro.

El amoniaco sin disociar es el compuesto más tóxico, la inhibición ocurre a concentraciones de 0.1 a 0.2 Kg/m<sup>3</sup>. Aunque si el pH en el reactor es suficientemente bajo se pueden tolerar concentraciones de 5 a 8 Kg/m<sup>3</sup>.

También los ácidos grasos y volátiles son inhibidores potenciales a concentraciones entre 1 y 2 g/m<sup>3</sup>.

### **2.3.4 pH**

Estudios realizados han demostrado que los procesos anaerobios tienen la capacidad de operar sin un control de pH, siempre y cuando este mantenga un valor cercano al neutral. El pH óptimo para las bacterias metánicas esta entre 6 y 8, mientras que para las productoras de ácidos se encuentra entre 5 y 6. Para tratamientos de desechos lácteos se han reportado variaciones de pH entre 5.8 y 10.2 sin que estos cambios hayan tenido efecto adverso en el rendimiento del proceso.



## **2.4 Sistemas de Tratamiento Anaerobio**

Existen principalmente 8 tipos básicos de reactores. Algunos se han desarrollado a partir de los procesos aerobios como lo son, los de lecho en movimiento, lecho fijo y flóculos reciclados (lodos activados), otros como los de lecho fluidificado y lecho expandido primero se desarrollaron para procesos anaerobios, incluyendo denitrificación. Tanto los de lecho fluidificado como los de lecho expandido pueden ser utilizados en los procesos aerobios, aunque no es muy recomendable debido a las limitaciones de transferencia de oxígeno.

### **2.4.1 Lecho Fijo**

En este tipo de reactor las bacterias acetogénicas y metanogénicas se adhieren a la superficie de un medio inerte ya sea grava, piedra, coque o algún medio plástico (Sahm H., 1984). Las aguas residuales pasan a través del lecho con flujo vertical (ascendente o descendente). En todas las configuraciones, un porcentaje importante de biomasa esta presente en forma de flóculos suspendidos atrapados en los vacíos del medio inerte. Este tipo de reactor es operado sin reciclo y el exceso de lodos se retira del reactor junto con las aguas residuales tratadas.





### **2.4.2 Lecho en Movimiento**

Los microorganismos se adhieren a un medio inerte (plástico), el cual se mueve con ayuda del agua residual. Los discos rotatorios son un buen ejemplo de este tipo de reactor. El medio puede estar parcial o totalmente sumergido. El exceso de lodos se retira del reactor junto con el agua residual tratada.

### **2.4.3 Lecho Expandido**

Los microorganismos se adhieren a un medio de soporte inerte, ya sea arena, grava, antracita o plástico. El diámetro del medio es comparable con el usado en lechos fluidizados, aunque algunas veces es un poco más grande. La expansión del lecho se mantiene a un nivel en el cual todas las partículas puedan mantener un lugar dentro del mismo. La producción de gas genera espuma y flotación en la superficie del reactor. El exceso de lodos se retira de cualquier lugar junto con el lecho. La actividad de los protozoarios juega un papel importante en la reducción de la concentración de sólidos suspendidos en el efluente.

### **2.4.4 Lecho Fluidizado**

En este tipo de reactor el efluente pasa con flujo ascendente a través de un lecho de partículas finas que puede ser arena, granate o carbón activado (Hickey, R. F., et al. 1991). Las partículas no tienen una posición



fija en el lecho, se mueven despacio a una velocidad suficiente para expandir el medio, esto permite que el área superficial de cada grano este disponible para la colonización biológica. Las bacterias crecen, formando una película sobre la superficie de estas partículas y degradan el material orgánico. La expansión del lecho se controla por medio de la velocidad vertical. Areas superficiales del orden de  $300 \text{ m}^2/\text{m}^3$  son comunes en un sistema de lecho fluidizado dando como resultado elevadas concentraciones de biomasa. Por lo anterior el tamaño del reactor y el tiempo de retención es menor en comparación con los necesarios para otro tipo de reactor. Algunos factores que contribuyen a la efectividad del proceso son:

1. El contacto máximo entre el líquido y las partículas finas que llevan la bacteria.
2. Se evitan problemas de canalización y taponamiento que suelen presentarse en lechos empacados.

El proceso se ha empleado con éxito en el tratamiento de aguas residuales municipales y efluentes industriales en países como España, Francia y la India (Hickey, R. F., et al. 1991).

#### **2.4.5 Lecho reciclado**

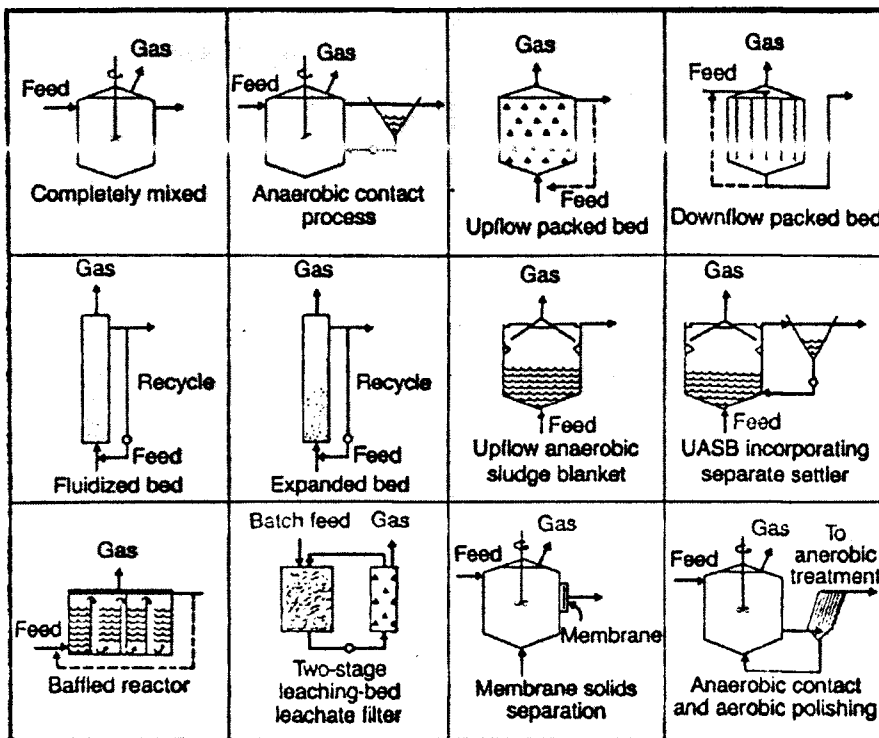
Los microorganismos se adhieren a un medio inerte, el cual puede ser arena, antracita, partículas de hierro, etc. Una parte importante de la biomasa se encuentra como flóculos suspendidos. El lecho se mantiene en suspensión con agitación mecánica o por movimiento del gas. La separación del lecho y el agua residual se puede realizar en un tanque de



sedimentación, se retira el lecho con la biopelícula adherida y los flóculos suspendidos que sedimentaron y se retorna al reactor.

La clave en este tipo de reactores es la separación sólido-líquido. Este paso se puede controlar mediante el enfriamiento del influente o el desprendimiento de gas.

En la figura 2.3 se muestran los esquemas de los diferentes Sistemas Anaerobios que existen en la actualidad.



**Figura 2.3** Configuración de los distintos tipos de Sistemas Anaerobios [Speece R. E. 1983]



## 2.5 Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente

El tratamiento de aguas residuales ha sido dominado por procesos aerobios utilizando bacterias que requieren oxígeno para metabolizar los compuestos orgánicos solubles y transformarlos en dióxido de carbono y biomasa.

En la Universidad de Agricultura de Wageningen, Holanda, en 1972 Lettinga y sus colaboradores realizaron un estudio de laboratorio sobre el tratamiento anaerobio de aguas residuales de remolacha de azúcar, el resultado fue el desarrollo del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (RAFA).

Entre 1974 y 1977 tres plantas piloto RAFA con volúmenes de 630 y 200 m<sup>3</sup>, respectivamente, se construyeron en Holanda. En 1978 se realizó el escalamiento de un reactor RAFA, con un volumen de 800 m<sup>3</sup>, este reactor fue construido para el tratamiento de aguas residuales de remolacha de azúcar. Logrando remociones de DQO de 88% con una carga orgánica de 16.25 Kg DQO/m<sup>3</sup>/d.

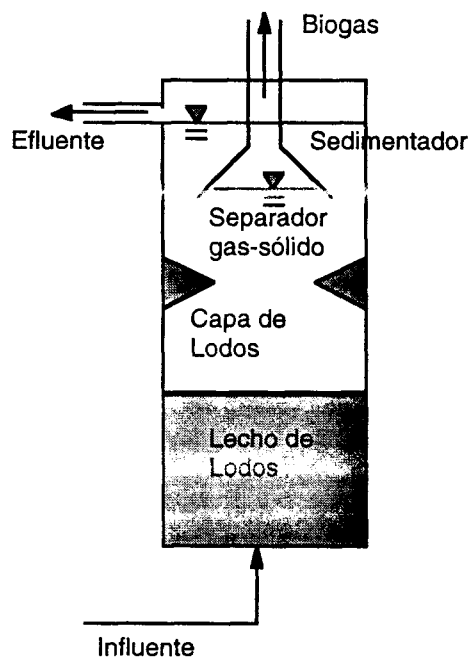
Desde entonces los reactores RAFA comenzaron a utilizarse alrededor del mundo para el tratamiento de distintos tipos de aguas residuales como las provenientes de la industria azucarera, la industria de alimentos y plantas destiladoras de alcohol. A principios de la década de los 80's fábricas de conservas alimenticias, la industria papelera y los rastros incorporaron este tipo de reactores al tratamiento de sus residuales. Recientemente se



Marco Teórico  
utilizó en el tratamiento de nitrofenoles. Actualmente es uno de los más populares en el tratamiento biológico anaerobio de aguas residuales.

El reactor RAFA tiene 4 componentes principales:

1. Lecho granular de lodos
2. Zona de fluidificación
3. Separador Gas-Sólido
4. Compartimento sedimentador



**Figura 2.4** Diagrama esquemático de un reactor RAFA.

El lecho de lodos es una capa de biomasa sedimentada en el fondo del reactor. La capa de lodos es una suspensión de partículas de lodos mezcladas con los gases producidos durante la degradación (Fang, H. H. P., et al. 1990).



El reactor RAFA se carga con una capa de lodos, el agua residual se bombea en forma distribuida por una boquilla desde el fondo del reactor. El agua residual percolada sube a través de la capa de lodos. Durante el proceso de ascenso, las bacterias anaerobias digieren el material orgánico presente en los desechos y generan una mezcla de metano y dióxido de carbono. Una pequeña parte de la materia orgánica se usa para nuevos crecimientos de células. El biogas producido por las bacterias está en forma de pequeñas burbujas las cuales se mueven en forma ascendente a través del reactor, generando de esta forma un mezclado natural. El lodo granular que se produce puede usarse en el arranque de otros reactores RAFA.

El proceso se adapta fácilmente a variaciones en las descargas hidráulicas y orgánicas, fluctuaciones de temperatura y valores bajos de pH. En condiciones óptimas efluentes con una DQO de 15 kg/m<sup>3</sup>-día pueden ser tratados con una eficiencia entre el 70 y 90%. Es factible también la presencia de tiempos de retención hidráulica bajos (4 horas), con una excelente sedimentación de lodos.

Una de las principales características de este tipo de reactores es el desarrollo de lodo granular. El desempeño del reactor RAFA depende de la formación de los gránulos. Los que están bien desarrollados se caracterizan por una alta actividad metanogénica y buena capacidad de sedimentación. Estas propiedades permiten el uso de reactores relativamente pequeños para proveer un tratamiento eficiente a grandes volúmenes de agua residual (Kwan-Chow L. y Yang Z. 1991).





Comparado con otros sistemas anaerobios avanzados, como filtros anaerobios y reactores de lecho fluidizado, el proceso RAFA es capaz de retener altas concentraciones de biomasa con una actividad específica alta y mantener una velocidad de carga orgánica elevada con una buena remoción de DQO. Los costos de capital para el proceso RAFA son bajos en comparación con otros procesos anaerobios, debido a que la separación de gas, líquido y sólidos, sucede completamente en el reactor y no se requiere un medio de soporte para adherir bacterias (Maat D. Z. y Habets L. H. A 1987). El proceso no tiene problemas de obstrucción, como los sistemas de crecimiento adherido y no requiere energía como los reactores de lecho fluidizado. Por lo tanto su uso en el tratamiento de desechos suele ser muy atractivo (Kwan-Chow L. y Yang Z. 1991).

## **2.6 Lodos Granulares**

Unos lodos activos y altamente sedimentables son considerados como esenciales para el proceso. Con la formación de lodos altamente sedimentables se puede obtener un rendimiento eficiente. La granulación de lodos es un indicador de la operación satisfactoria del sistema RAFA. Este tema se ha investigado durante los últimos años por varios autores como Young J. C. y McCarty en 1989, además de Schmidt J. E. y Ahring B. K. más recientemente.

En la práctica existen dos opciones para obtener lodos granulares en los reactores RAFA. La primera es por cultivo directo; determinada clase de lodos anaerobios se cultiva directamente con el agua residual a ser



Marco Teórico  
tratada. La otra opción es inoculación directa. El tiempo de granulación es de generalmente 100 días o más (Dangcong P., et al. 1994).

Los criterios para la determinar si se han desarrollado lodos granulares en un reactor RAFA están basados en densidades y diámetros del lodo. La forma y composición puede variar significativamente. Los gránulos generalmente tienen una forma esférica con diámetros de 0.14 a 5 mm (Schmidt J. E. y Ahring B. K. 1996), aunque otras investigaciones reportan diámetros 0.5 a 2.5 mm (Sahm H. 1984). El contenido de materia orgánica varía de 10 a 90% del peso seco de los gránulos, dependiendo de la composición del agua residual. Los principales componentes de la ceniza son calcio, potasio y hierro. Los polímeros extracelulares en los lodos granulares son importantes para la estructura y el mantenimiento de los gránulos. El contenido de este tipo de polímeros varía entre 0.6 y 20% de los sólidos volátiles y son principalmente proteínas y polisacáridos (Schmidt J. E. y Ahring B. K. 1996).

### **2.6.1 Factores que afectan la Granulación**

#### *Tipo de siembra de lodos*

El arranque del proceso con lodo granular puede ser más corto dependiendo de la naturaleza del desecho y las características de los lodos. Se pueden presentar problemas cuando el lodo granular se expone a un desecho con una composición distinta para la cual el lodo granular se cultivo originalmente. La granulación es rápida en condiciones



Marco Teórico  
termofilas, el mecanismo para el cual el proceso de granulación se realiza es similar tanto en condiciones termofilas como mesofilas.

A bajas temperaturas el crecimiento de la biomasa activa es lento y difícil, por lo que se requiere de mucho tiempo para realizar la granulación en el proceso. La actividad específica de los lodos a 35 °C es el doble en comparación con la de 20 °C, y cerca de seis veces más que la registrada a 10 °C. Por lo que es recomendable que el arranque del proceso se realice en condiciones mesófilas (o termófilas), aún en reactores diseñados para operarse a bajas temperaturas (Kwan-Chow L. y Yang Z. 1991). En cualquier circunstancia los cambios bruscos de temperatura son perjudiciales para los microorganismos y se deben evitar.

#### *Composición del agua residual*

La granulación se lleva a cabo más rápido cuando el influente esta compuesto principalmente de carbohidratos solubles y proteínas. Los sólidos finamente dispersos y la materia pobremente flocculante son perjudiciales para la granulación cuando se presentan en altas concentraciones (Lettinga G. et al. 1980). Se recomienda la presencia de nutrientes, como Nitrógeno, Fósforo y Azufre, además de elementos traza en cantidades suficientes y de forma disponible. Relaciones de DQO/N y DQO/P mayores a 70 y 350 respectivamente tienen repercusiones positivas en el proceso de granulación (Kwan-Chow L. y Yang Z. 1991).



### *Toxicidad*

Es causada por la presencia de metales pesados, álcalis, sulfatos, sulfuros, cloroformo, cianuros, fenoles, cloruros, nitratos, oxígeno, etc. Cuando un desecho contiene sustancias tóxicas se hace necesario utilizar técnicas de dilución del desecho, recirculación del efluente, mezcla del desecho con otros residuos o pre-acidificación entre otras, para disminuir su toxicidad.

### *Mezclado*

Un mezclado continuo y vigoroso es altamente perjudicial para los lodos anaerobios ya que causa la desintegración de los gránulos debido a las fuerzas de fricción a las cuales los flóculos están expuestos. Para preservar la microestructura de los flóculos y promover la formación de los gránulos se recomienda una agitación ligera e intermitente.

### *pH*

El valor óptimo para la operación del proceso RAFA es alrededor de 7. Valores por debajo de 6.5 o mayores de 7.5 pueden ser dañinos para la bacterias formadoras de metano. Esta es una de las variables más importante en el proceso (Hang-Sik, et al. 1993).



### *Carga Orgánica*

El lodo granular se forma solamente cuando se aplican cargas orgánicas mayores a 0.6 Kg DQO/Kg SSV/d, valores inferiores a este perjudican la capacidad de sedimentación de los lodos (Hulshof P. L. W., et al. 1983).

### *Aglomerados*

El desarrollo de los lodos granulares puede aumentar significativamente si se le añaden pequeñas cantidades de aglomerantes (Hulshof P. L. W., et al. 1983).

## **2.6.2 Propiedades de los lodos**

### *Forma*

Los gránulos se forman por la actividad de varios grupos de microorganismos (Dolfing J. 1986), por lo que la superficie de los gránulos es generalmente áspera y accidentada (Kwan-Chow L. y Yang Z. 1991).

### *Sedimentación*

Los lodos granulares generalmente tienen una buena capacidad de sedimentación. La densidad de los gránulos es generalmente de 1.00 a 1.25 g/cm<sup>3</sup> y la velocidad de sedimentación varía de 0.5 a 3.0 cm/s (Kwan-



Marco Teórico  
Chow L. y Yang Z. 1991). El índice de volumen de lodos (IVL) para los lodos granulares se encuentra entre los 10 y 20 ml/g, para los lodos floculados este valor oscila entre los 20 y 40 ml/g (Lettinga G. et al. 1980). La agregación de los microorganismos es consecuencia de estas propiedades de sedimentación (Dolfing J. 1986).

### Composición

Los principales componentes de los lodos granulares se muestran en la tabla 2.5

**Tabla 2.5** Composición Química de los Lodos Granulares

Compuesto	% del Peso Seco Total
Proteínas	35-60
Carbohidratos Totales	6-7
Carbón Orgánico Total	41-47
Nitrógeno Kjeldhal	10-15
Cenizas	10-23

(Dolfing J. 1986)

### Formación de Metano

Una actividad metanogénica elevada es una característica muy particular de los lodos granulares. Si el reactor detiene su operación esta actividad se puede restablecer fácilmente al arrancar nuevamente el proceso (Kwan-Chow L. y Yang Z. 1991). Esta característica ayuda a que los reactores RAFA puedan ser utilizados por industrias que operan de forma estacional o intermitente. Se hace necesario realizar estudios de



reactivación de los lodos granulares para evitar problemas operacionales y obtener un reinicio del proceso efectivo (Hang-Sik, et al. 1993).

## 2.7 Proceso de Arranque

El arranque de un reactor RAFA se define como el proceso de alimentación inicial con el objetivo de obtener lodos con las características óptimas para el funcionamiento del mismo (Souza M. E. 1986). Es un proceso delicado y que puede llegar a ser problemático debido a los largos períodos de arranque involucrados (Sahm H. 1984).

El proceso se puede dividir en tres fases:

1. Adaptación y crecimiento de las bacterias acéticas.
2. Formación de lodos activos
3. Formación de lodos granulares

Los principales factores que pueden afectar el arranque de un reactor RAFA son, la cantidad de lodos sedimentados, la presencia de lodos de desecho, los valores de carga orgánica y la carga hidráulica y finalmente el tiempo de duración del arranque (Kwan-Chow L. y Yang Z. 1991).



## **2.8 Aplicación del reactor RAFA**

El reactor anaerobio de flujo ascendente ha sido ampliamente utilizado en Europa (más de 100 plantas) y en América del Sur, concretamente en el Brasil (80 plantas) (Craveiro A. M. 1991). El reactor es apto para tratar aguas residuales domésticas e industriales con elevada carga orgánica. El agua tratada por este reactor es factible de utilizarse, en algunos casos, en riego o puede ser dispuesta al cumplir con las condiciones particulares de descarga fijadas. Dentro de los procesos anaerobios para el tratamiento del agua residual, es el reactor RAFA el que ha tenido mayor aceptación debido a la facilidad de operación y a sus instalaciones compactas (Morgan J. M. y Noyola A. 1997).

## **2.9 Ventajas del reactor RAFA**

### **2.9.1 Costo de capital y operación**

Se considera que los costos de un reactor RAFA son relativamente más bajos que para otros sistemas aerobios. Habets y Knelissen reportan costos de capital de aproximadamente el 88% del costo por tratamiento aerobio en una fábrica de papel, mientras que los costos por operación son 10% más bajos que para el tratamiento aerobio en esta misma fábrica (Maat D. Z. y Habets L. H. A. 1987).





### **2.9.2 Arranque**

Los reactores RAFA pueden operar a su capacidad completa desde la etapa de arranque. Además períodos de cierre por varios días, e incluso meses, no dañan el sistema. El reinicio activa la biomasa en una hora aproximadamente, aún cuando los gránulos se hayan paralizado durante el cierre (Hickey R. F. et al. 1991).

### **2.9.3 Operación y Servicio**

El requerimiento de energía por descompostura es mínimo ya que no existe mezclado mecánico en el reactor, además no existe recirculación de lodos y en caso de ser necesaria esta no se realiza a altas velocidades, otra ventaja es que no se presentan problemas de taponamiento ya que no se utiliza medio de soporte (Hickey R. F. et al. 1991).

La existencia de concentraciones altas de biomasa en el sistema aseguran que este no sea perturbado por altas cargas orgánicas imprevistas o por descargas tóxicas.

El proceso de acidificación y formación de metano suceden de manera simultánea por lo que la adición de reactivos químicos para la corrección del pH es menor que en otros tipos de tratamiento, pues este se corrige automáticamente gracias a la capacidad amortiguadora del sistema (Weiland P. y Rozzi A. 1991).



### **3. METODOLOGIA**

#### **3.1 Introducción**

En este capítulo se presenta la metodología que se aplicó en las pruebas experimentales, el material requerido, los procedimientos que se siguieron, así como, una descripción general del reactor anaerobio de flujo ascendente que se utilizó durante esta etapa.

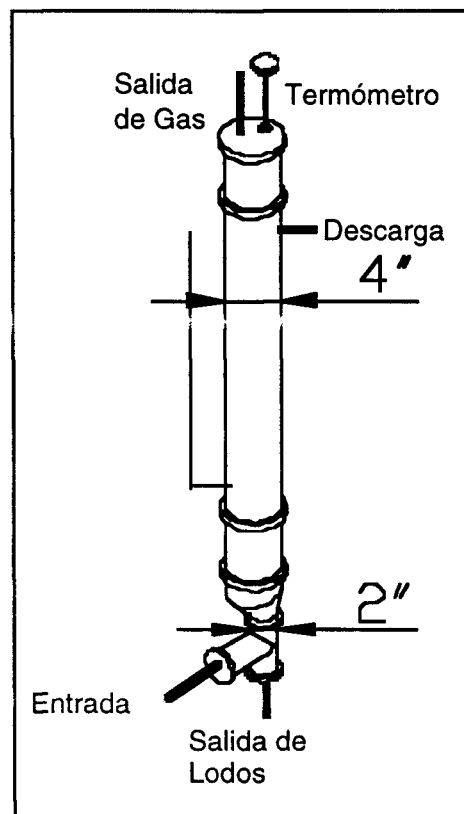
#### **3.2 Descripción del Reactor**

Para este trabajo se diseñó y construyó un reactor anaerobio empacado de flujo ascendente con un volumen de 7 Litros tiempo de residencia hidráulico de 24 hrs. y un flujo a tratar de 0.3 lt/hr el cuál se logro gracias al uso de una bomba peristáltica.

Las dimensiones del reactor son 90 cm de alto por 10 cm (4 plg) de diámetro en la zona donde esta el lodo empacado. La entrada y salida de los lodos tienen 5 cm (2 plg) de diámetro. En el fondo se colocaron 10 cm de grava y una malla metálica para la filtración de los lodos. El material del cual esta elaborado este reactor es PVC. El esquema se muestra en la Figura 3.1.



Cuenta con entrada, salida de lodos, salida de gas y una más para el efluente tratado, además se le dotó de un nivel para registrar el volumen del reactor y de un termómetro con el fin de monitorear la temperatura a la cual trabajó durante el mes de operación, cabe aclarar que el proceso opera siempre a temperatura ambiente.



**Figura 3.1** Esquema del Reactor

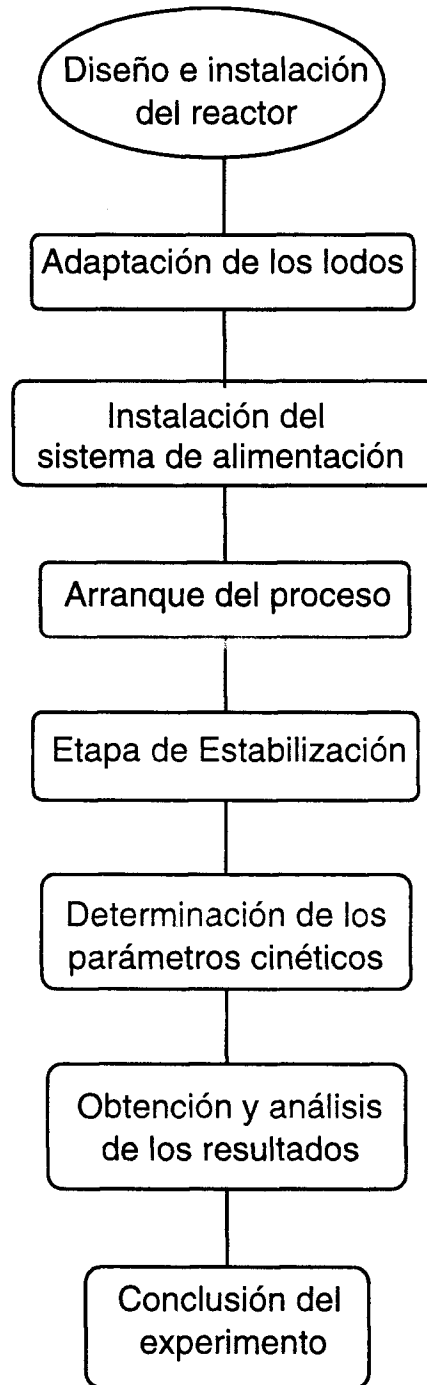
Se utilizaron lodos procedentes de una planta de tratamiento aerobio los cuales se adaptaron para trabajar en el reactor. Durante 1 mes se les alimento con el residual preparado para asegurar su aclimatación. Este proceso se realizó en ausencia de aereación. Al mismo tiempo se juntó con el medio de empaque para que se realizara la fijación del lodo. El



medio de empaque para los lodos son anillos, elaborados de material reciclado procedente de botellas de refresco plásticas no retornables, este material se lijo hasta obtener una superficie rugosa que asegurara la adherencia de los lodos para su adecuada fijación.

El arranque del reactor se realizó el día 28 de Septiembre de 1998 y durante un mes se monitorearon distintos parámetros que nos ayudan a determinar las características y eficiencias del proceso.

En la Figura 3.2 se esquematiza la metodología de experimentación. Durante la etapa de estabilización del proceso se midió pH y DQO. Para la segunda etapa se determinó el contenido de Sólidos Totales, Sólidos Suspendidos, Alcalinidad, Acidez, DQO, DBO, pH y Conductividad. Las pruebas se realizaron para la entrada y la salida del reactor.



**Figura 3.2** Diagrama de Flujo de la metodología que se siguió en esta investigación.



### 3.3 Características del Residuo

El contenido del influente que alimenta al reactor es el siguiente:

**Tabla 3.1** Principales Componentes del Influyente

Componente	Concentración
Agua	7 Litros
Harina de Maíz	5.13 g/lit
Cal al 50%	36.4 mg/lit

Los tres componentes se mezclaban, se llevaban a punto de ebullición y se dejaban enfriar para luego ser alimentados al reactor. El influente se prepara cada 24 hrs. durante 30 días; el pH promedio del preparado, durante el tiempo de experimentación fue de 7.3. Los residuales de cada día se tiran para evitar al máximo la fermentación del efluente antes de que este entre al reactor y controlar el pH.

El principal compuesto del influente es la Harina de Maíz cuyas características se muestran en la tabla 3.2. La razón por la cual se utilizó este tipo de alimentación fue para obtener un influente similar al que se genera en los procesos de nixtamalización y de esta forma, estudiar el comportamiento que se presenta en el reactor ante este tipo de residuales orgánicos.

**Tabla 3.2** Características de la Harina de Maíz MASECA (Composición en 30 g.)

<b>Componente</b>	<b>Contenido (gr)</b>	<b>Porcentaje (%)</b>
Grasas	1.5	5
Carbohidratos	23	76
Fibra	2	6.7
Proteínas	4	13

Las características de este residual dependen del tipo de proceso que se utilice para la cocción del maíz, el cual puede ser continuo o intermitente, presentándose una mayor carga orgánica en este último.

El estado del grano repercute de una forma importante en la demanda química de oxígeno del nejayote, esta se incrementa considerablemente cuando el grano está parcialmente quebrado (Jackson, et al. 1988).

Las características generales reportadas en la literatura se pueden observar en las tablas 3.3 y 3.4.

**Tabla 3.3** Composición Porcentual de los Sólidos Totales en Base Seca, de una Muestra Típica de Nejayote de la Planta GRUMA Mty., N. L. México.

<b>Componente</b>	<b>Porcentaje (%)</b>
Carbohidratos	53.3
Proteínas	12.9
Fibra	6.7
Grasas	0.4

[Alvarez, M. M. 1993]



**Tabla 3.4** Composición y Características del Nejayote Producto de la Nixtamalización de Maíz Palomero Reventador Toluqueño.

Característica	Valor
pH	11
Sólidos Totales (ppm)	28200
Sólidos Solubles (ppm)	17000
Cenizas (ppm)	8200
Nitrógeno Orgánico Soluble (ppm)	75
Calcio (ppm)	9600
DBO <sub>5</sub> (ppm)	6415
Azúcares Totales (ppm)	14500
Hemicelulosas Totales (ppm)	8460
Turbidez (Unidades Jacks)	201

[Trejo-González et al. 1982]

La cantidad de harina por litro que se suministró al reactor se determinó en base a la composición de sólidos totales reportados para efluentes provenientes de los procesos de nixtamalización (28200 ppm) (Trejo-González, et al. 1982).

La cal se agregó con el objetivo de llevar el pH a valores entre 7 y 8 los cuales son benéficos para las bacterias que trabajan en condiciones anaerobias.





### **3.4 Parámetros Evaluados**

Las pruebas se realizaron a la entrada y salida del reactor para comparar sus valores con los parámetros reportados en la literatura y evaluar también la eficiencia del tratamiento en condiciones de operación.

#### **3.4.1 Demanda Química del Oxígeno**

La Demanda Química de Oxígeno (DQO) nos ayuda a cuantificar el oxígeno equivalente de la porción de materia orgánica contenida en una muestra de agua, que es susceptible a oxidarse mediante el empleo de un oxidante químico fuerte. Se expresa en ppm de  $O_2$  demandado químicamente. La oxidación se lleva a cabo en condiciones enérgicas y prácticamente toda la materia orgánica se convierte en dióxido de carbono (Luján F. I. 1998).

Este parámetro es evaluado porque las aguas con valores elevados de DQO, pueden dar lugar a interferencias en ciertos procesos industriales, además de que se hace necesario para el control del proceso de degradación, ya que es un indicador del material que los microorganismos requieren y remueven en las proporciones antes mencionadas, finalmente es un parámetro rápido de contabilizar comparado con la DBO.

Las pruebas se realizaron cada dos días, utilizando una dilución de 1/50 para la entrada y salida del reactor.



### 3.4.2 Demanda Bioquímica de Oxígeno

La Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO) es la cantidad de oxígeno molecular requerido por los microorganismos para descomponer y asimilar la materia orgánica bajo condiciones aerobias, obteniéndose consecuentemente productos terminales de la reacción (minerales y gases). Esta prueba de laboratorio es catalogada como un bioensayo; consiste en cuantificar el oxígeno consumido por los microorganismos vivos (generalmente bacterias), al utilizar como alimento la materia biodegradable presente en los desechos orgánicos, todo esto bajo condiciones similares a las que se desarrollarían en la naturaleza (Luján F. I. 1998).

Las pruebas de DBO tienen algunas limitaciones sobre todo por el tiempo requerido para obtener los resultados, además de que solo miden los productos orgánicos biodegradables y el ensayo puede no tener validez estequiométrica una vez que la materia orgánica soluble, presente en la solución, es utilizada.

Aún con estas limitaciones, los resultados obtenidos de los análisis son de suma importancia para la determinación de la cantidad de oxígeno necesario en el proceso de estabilización biológica de la materia orgánica presente, así como el diseño de las instalaciones para el tratamiento de las aguas residuales y la eficiencia de los procesos.



La DQO de las aguas residuales es generalmente mayor que la DBO, debido a que el número de compuestos que se oxidan vía química es mayor a los oxidados biológicamente. Se puede realizar una correlación entre los valores de DQO y DBO. Una vez que se obtiene la correlación, los valores de DQO se pueden utilizar para aproximar los de la DBO y de alguna manera controlar el proceso y operación del sistema.

La relación entre los valores de DBO y DQO es un indicador de la capacidad de biodegradación del residual. Relaciones de DBO/DQO menores a 0.2 son representativos de residuales inorgánicos, mientras que, valores mayores de 0.6 son característicos de un efluente orgánico.

Se realizaron 4 pruebas de DBO para el reactor, a partir de la estabilización del proceso, con una diferencia de 2 días cada una.

### **3.4.3 Conductividad**

La conductividad es una expresión numérica de la habilidad de una solución acuosa para transportar una corriente eléctrica. Esta habilidad depende de la presencia de iones, su concentración teórica total, valencia y de la temperatura de medición. Soluciones con mayoría de ácidos orgánicos, bases y sales son relativamente buenas conductoras. Compuestos orgánicos que no se disocian en una solución acuosa son conductores pobres de corriente (Luján F. I. 1998).

Las mediciones de conductividad en el laboratorio son empleadas para:



- a) Establecer el grado de mineralización para evaluar el efecto de la concentración total de iones en equilibrio químico, efecto fisiológico en plantas o animales y porcentajes de corrosión.
- b) Evaluar el grado de mineralización del agua destilada y el agua deionizada.
- c) Evaluar las variaciones en la concentración de minerales disueltos de agua cruda o residual.
- d) Estimar el tamaño de la muestra a ser utilizado para determinaciones químicas comunes y para verificar los resultados de un análisis químico.

Después de la estabilización del proceso en el reactor se tomaron 5 lecturas de conductividad, con diferencia de 2 días cada una, tanto en la entrada como en la salida del reactor.

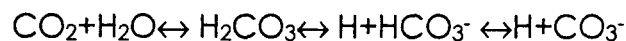
#### **3.4.4 Alcalinidad**

La alcalinidad esta definida como la capacidad del agua para aceptar protones. Generalmente, la alcalinidad es impartida por los bicarbonatos, carbonatos e hidróxidos contenidos en las aguas. Los bicarbonatos representan la principal forma alcalina, siendo provocada por la acción del  $\text{CO}_2$  al actuar sobre los materiales básicos constituyentes de los suelos. También los hidróxidos y el nitrógeno amoniacal contribuyen a incrementar la alcalinidad. Algunas sales minerales pueden causar alcalinidad y generar también un aumento en la lectura de conductividad.



Para el tratamiento de aguas es importante su conocimiento y control para definir las características de tratabilidad en los procesos. En este caso la alcalinidad es importante para verificar el comportamiento de los microorganismos a las alcalinidades presentes y obtener información de los niveles a los que trabajaron (Luján F. I. 1998).

En los procesos anaerobios se genera bióxido de carbono el cual, cuando el proceso carece de agitación, se queda presente de forma soluble en el agua provocando un aumento en las lecturas de alcalinidad y acidez. Lo anterior es debido a la tendencia del agua a estar en equilibrio en presencia de carbonatos. La reacción que se genera en el sistema es:



Al momento de realizar la titulación para alcalinidad el  $\text{CO}_2$  reacciona y se titula como un carbonato, cuando se realiza la titulación para acidez se registra como Acido Carbónico.

Después de la estabilización del proceso en el reactor se tomaron 5 muestras para evaluar la alcalinidad, tanto a flujos de entrada como de salida.



### 3.4.5 Acidez

La acidez es la capacidad del agua para ceder electrones. Su presencia es debido a los ácidos orgánicos y minerales que estén presentes en el agua. Básicamente se origina en presencia de  $\text{CO}_2$ , el cual es inducido de la atmósfera cuando la presión parcial del bióxido de carbono en la masa de agua es menor que la presión parcial en la atmósfera. Otra fuente importante es la oxidación de la materia orgánica y su conversión a  $\text{CO}_2$  (Luján F. I. 1998).

La acidez puede incrementarse como resultado de la actividad de la bacteria azufrosa que convierte el azufre, contenido en la materia orgánica, en ácido sulfhídrico o en ácido sulfúrico.

Las aguas ácidas poseen propiedades corrosivas; alteran el pH provocando reacciones secundarias, pudiendo incluso alterar el ciclo ecológico del cuerpo receptor de aguas.

En los procesos biológicos es necesario mantener el pH en un rango de 6 a 8 a fin de evitar inhibiciones al proceso de oxidación biológica. La acidez es importante para verificar el comportamiento de los microorganismos y obtener información de los niveles a los que trabajaron

Después de la estabilización del proceso en el reactor se tomaron 5 muestras para evaluar la acidez, tanto en la entrada como en la salida del reactor.



### 3.4.6 Temperatura

Esta propiedad térmica influye notablemente en muchas de las características físicas, químicas y biológicas de las aguas (Luján F. I. 1998). Su importancia puede resumirse bajo lo siguiente:

- a) Es un factor importante en el ciclo hidrológico
- b) Influye directamente en los procesos de autpurificación
- c) Es esencial para la conservación de la vida acuática
- d) Es importante en los fenómenos de estratificación térmica de los embalses
- e) Ciertos parámetros se ven afectados con sus variaciones (densidad, conductividad, pH, gases disueltos, DBO, etc.)

Desde el punto de vista sanitario, merecen especial consideración los efectos de temperatura en los procesos de autpurificación por su efecto en los microorganismos. Es un parámetro fundamental para el control del crecimiento de los microorganismos.

### 3.4.7 pH

El pH es un término empleado universalmente para medir el grado de acidez o de alcalinidad de una solución. Los ácidos se describen como compuestos que liberan iones de hidrógeno en el agua; de la misma manera que las bases liberan iones  $\text{OH}^-$  (Luján F. I. 1998). La determinación del pH es una práctica muy valiosa en el tratamiento de aguas. El



intervalo de concentración idóneo para la existencia de la vida biológica es muy estrecho y crítico, el agua residual con una concentración adversa de ion hidrógeno es difícil de tratar por medios biológicos y si la concentración no se altera antes de la salida, el efluente puede modificar la concentración de las aguas naturales. Es un parámetro fundamental en el tratamiento de aguas residuales. Proporciona una forma de control sobre el crecimiento de los microorganismos.

### **3.4.8 Sólidos Totales**

El término es aplicable a la totalidad de la materia remanente al evaporarse el contenido de agua, de acuerdo al tipo de naturaleza química, pueden considerarse orgánicos o bien inorgánicos (Luján F. I. 1998).

Se realizaron 5 mediciones de Sólidos Totales, después de que el proceso se estabilizó, las pruebas se realizaron tanto a la entrada del reactor como a la salida del reactor, con el propósito de monitorear la eficiencia de remoción presente en el sistema.

### **3.4.9 Sólidos Suspendidos**

Es un parámetro fundamental para valorar el grado de contaminación de las aguas y aguas residuales, y por lo mismo es uno de los objetivos básicos en el diseño de unidades de control de calidad de aguas. El retiro de ellos





puede llevarse a cabo por sedimentación, bien sea natural o inducida (Luján F. I. 1998).

Se realizaron 5 mediciones de Sólidos Totales, después de que el proceso se estabilizó, las pruebas se realizaron tanto a la entrada del reactor como a la salida del reactor, con el propósito de monitorear la eficiencia de remoción presente en el sistema.



## 4. RESULTADOS

### 4.1 Introducción


En este capítulo se presentan las tablas y gráficas que muestran los resultados obtenidos en las pruebas efectuadas al reactor anaerobio de flujo ascendente.

Durante el período de operación del reactor se obtuvieron datos sobre los parámetros más importantes que afectan el comportamiento y control del proceso en este tipo de sistemas de tratamiento anaerobio.

Se obtuvieron los valores de DQO, DBO, Sólidos Totales y Suspendidos, Conductividad, Alcalinidad, Acidez, pH, Temperatura, Nitrógeno y Fósforo, a la entrada y salida del reactor.

El reactor trabajó con un flujo volumétrico de 0.3 lt/hr. El pH promedio a la entrada del reactor, durante el tiempo de muestreo, fue de 7.3, mientras que para la salida se presentó un valor promedio de 6.5. Los valores de las temperaturas promedio reportadas durante los 31 días que trabajó el reactor oscilaron entre 14.1°C y 25.7°C.

La DQO promedio de entrada al reactor tiene un valor de 13854 mg/l, a la salida del reactor este valor es de 3420 mg/l. Para la DBO los valores



medios obtenidos para la entrada y salida del reactor son de 12290 mg/l y 1754 mg/l, respectivamente.

Se evaluó la eficiencia de remoción en DQO para la cual se obtuvo un valor promedio de 75.3%. La eficiencia para la DBO reportó un valor medio de 85.6%. Para los Sólidos Totales la eficiencia de remoción promedio fue de 76.42%, mientras que para los Sólidos Suspendidos se presentó una eficiencia promedio de 91.4%.

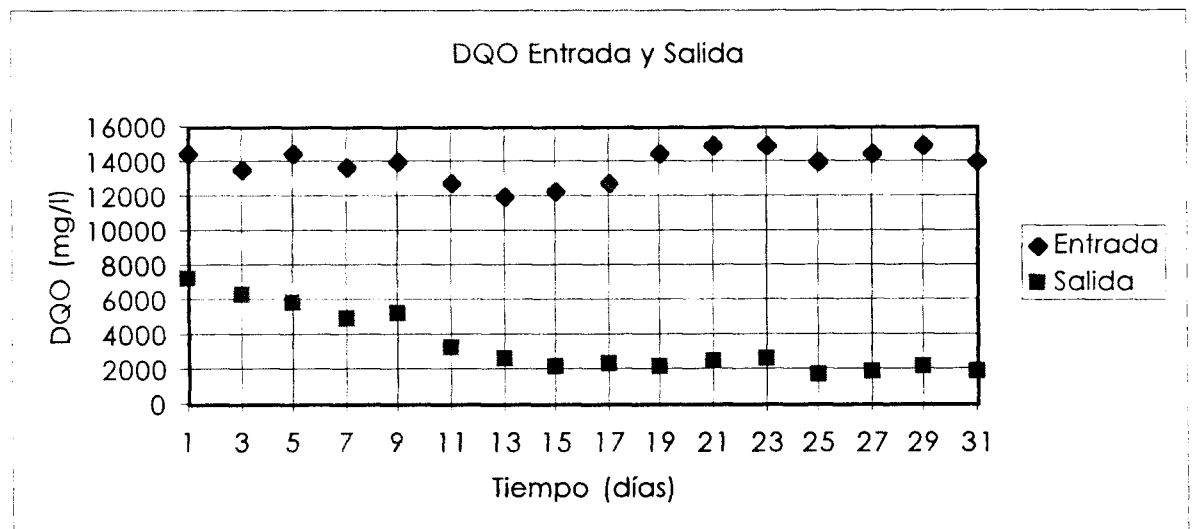
La conductividad promedio para la entrada del reactor es de 1111.6  $\mu\text{s}/\text{cm}$ , a la salida el valor medio es de 1375.6  $\mu\text{s}/\text{cm}$ . La alcalinidad a la entrada del reactor reportó un valor promedio de 292 mg/l como  $\text{CaCO}_3$  y para la salida el valor que se obtuvo es de 534.4 mg/l como  $\text{CaCO}_3$ . Para la acidez los valores que reportó el proceso son de 39.2 mg/l como  $\text{CaCO}_3$  para la entrada y 116.4 mg/l como  $\text{CaCO}_3$  a la salida del reactor.

Cada uno de los parámetros mencionados anteriormente se analizan con detalle a continuación.



## 4.2 Demanda Química de Oxígeno (DQO)

El comportamiento general de este parámetro, para la entrada y salida del reactor, a lo largo del tiempo de trabajo, se muestra en la figura 4.1.

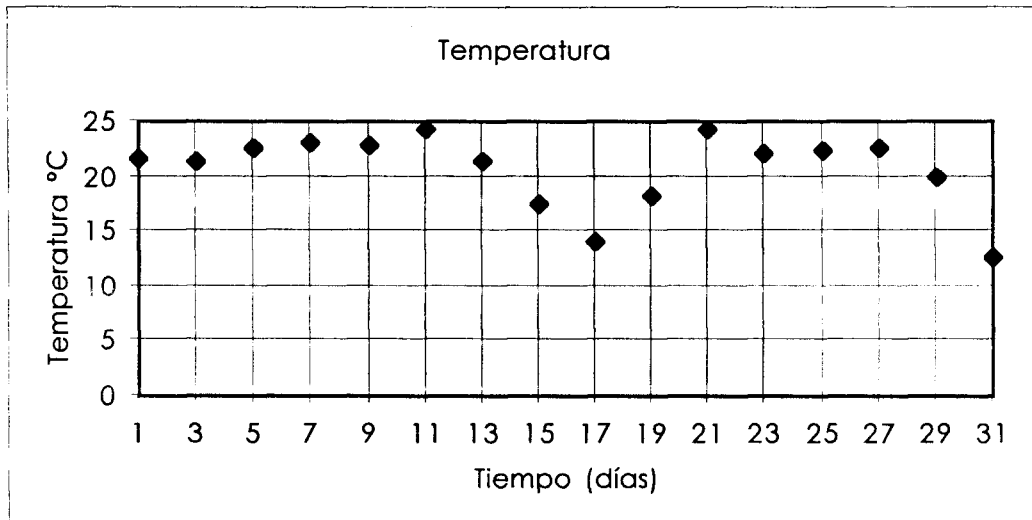


**Figura 4.1** Comportamiento de la Demanda Química de Oxígeno en el tiempo

Como se puede observar en la gráfica los valores de DQO para la alimentación del reactor oscilaron entre 12000 y 15000 mg/l, la variación se debe principalmente a la manera en como se preparó el residual.

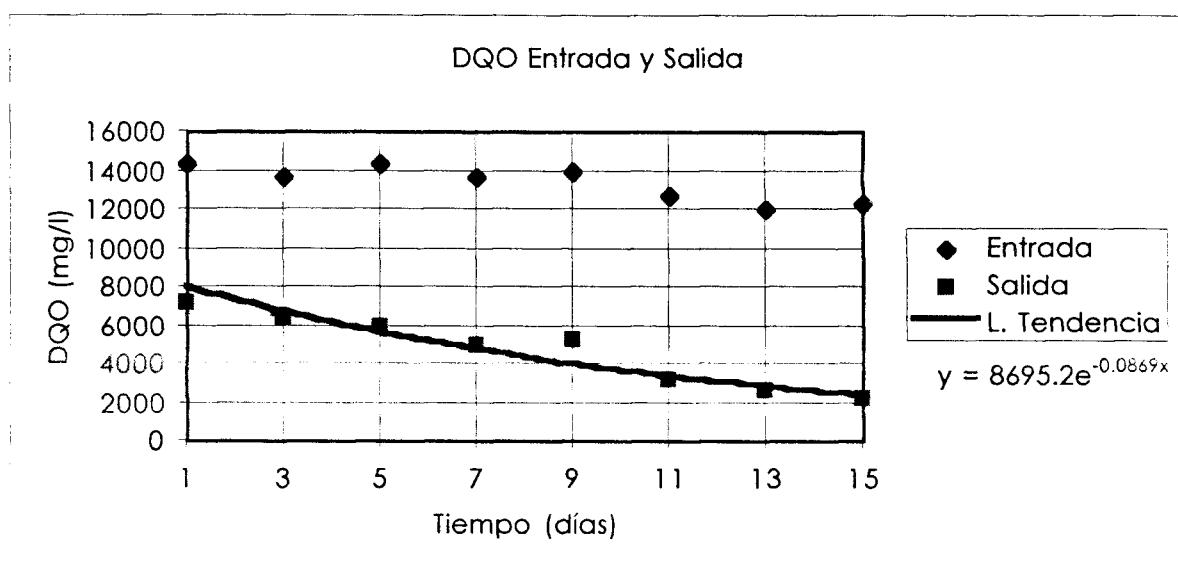
En la Figura 4.2 se muestra el comportamiento de las temperaturas promedio que se presentaron en el período de trabajo. En el período en que la temperatura disminuye los valores de DQO a la entrada del reactor se decrementan. En este mismo período se estuvo variando el valor del pH a la entrada del reactor debido a que se observó que el residual comenzaba a fermentarse y el pH disminuía a valores no

adecuados para el correcto desarrollo del proceso anaerobio por lo que se probaron con varias dosificaciones de cal hasta dejar un pH de 7.4 en la alimentación del reactor. Este factor también pudo afectar los valores que se obtuvieron para la DQO de entrada en el reactor.



**Figura 4.2** Comportamiento de la temperatura en el tiempo

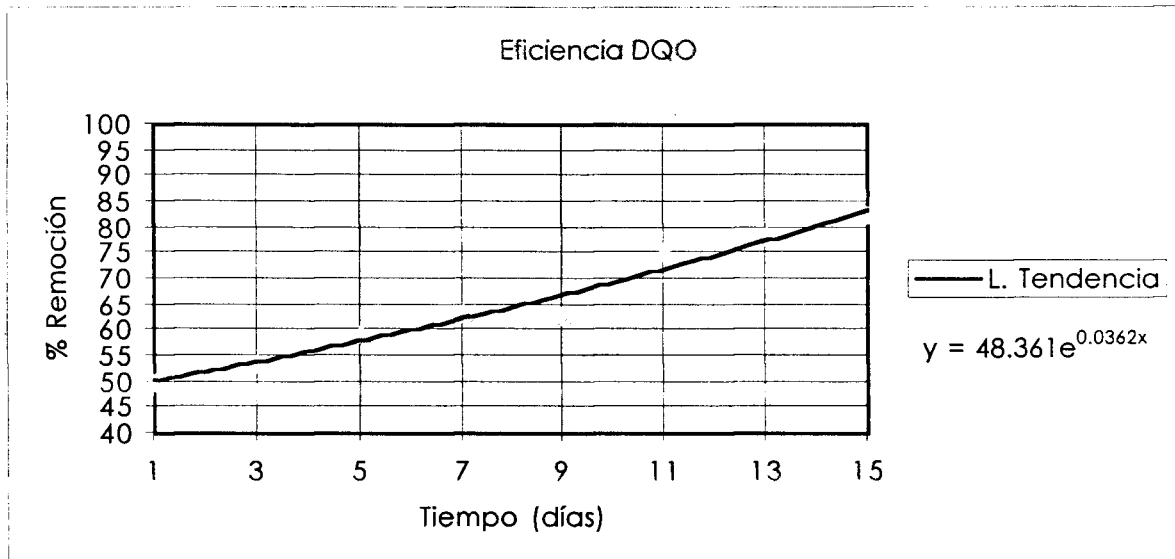
En la Figura 4.1 se observa que la disminución de DQO a la salida del reactor, durante los primeros 15 días de operación, varía de 7200 mg/l hasta 2181.8 mg/l, presentándose una eficiencia promedio de 65.5 %. Este comportamiento indica que durante este período ocurrió el proceso de estabilización del reactor. Es posible que haya sucedido en un tiempo tan corto debido a que los lodos estuvieron en aclimatación durante un mes antes del arranque. Este fenómeno se puede analizar más claramente en la Figura 4.3 en la cual están graficados los valores de DQO a la entrada y salida del reactor que se obtuvieron para la etapa de estabilización. Los valores de salida para la DQO presentan un comportamiento exponencial con respecto al tiempo, el cual está graficado en la Figura 4.3 junto con la ecuación que nos define la tendencia de los datos.



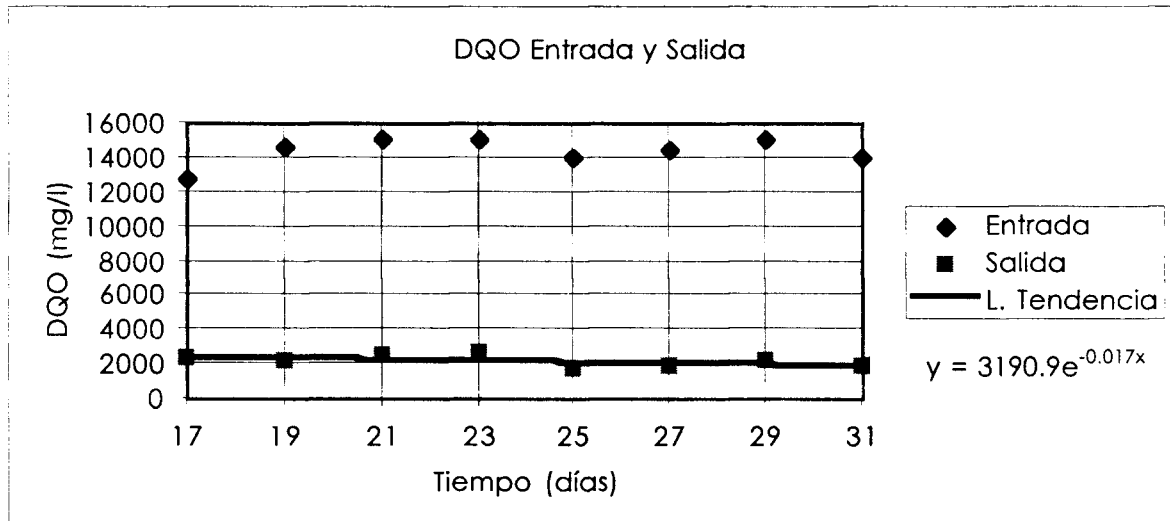
**Figura 4.3** Comportamiento de la Demanda Química de Oxígeno en la Etapa de Estabilización

La eficiencia en esta etapa presenta también un comportamiento exponencial con respecto al tiempo, inicia en 50% y a los 15 días se logra una eficiencia en DQO de 82.2%. La ecuación que define el comportamiento de los datos esta graficada en la Figura 4.4 junto con cada uno de los valores de eficiencia que se obtuvieron en esta etapa del proceso.

El comportamiento para la segunda etapa del proceso se muestra en la Figura 4.5. Esta graficada también la ecuación que nos define el comportamiento de los datos a la salida del reactor. Los valores se adaptan a una ecuación exponencial que varía respecto al tiempo.



**Figura 4.4** Eficiencia en DQO para la Estabilización

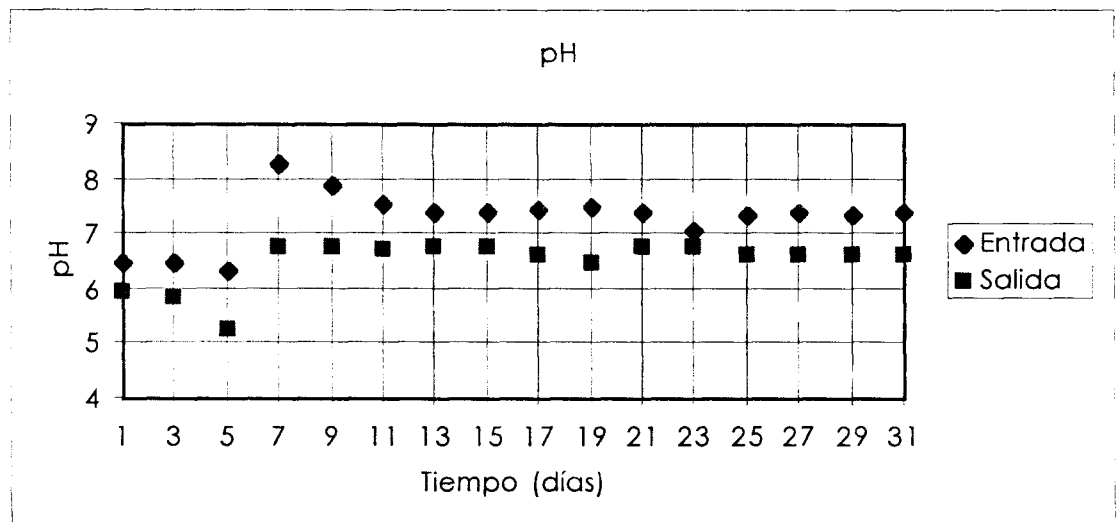


**Figura 4.5** Comportamiento de la Demanda Química de Oxígeno en la Segunda Etapa.

La estabilización que presenta la DQO a la salida del reactor se debe en gran parte al control que se realizó sobre el pH.



En la Figura 4.6 está graficado el comportamiento del pH a través del tiempo y podemos observar que este se mantiene casi estable a partir del día 15 de experimentación. Esto nos permite asegurar que el control del pH en los procesos anaerobios es de suma importancia y ayuda a que las eficiencias del sistema sean elevadas y estables.



**Figura 4.6** Comportamiento del pH en el tiempo

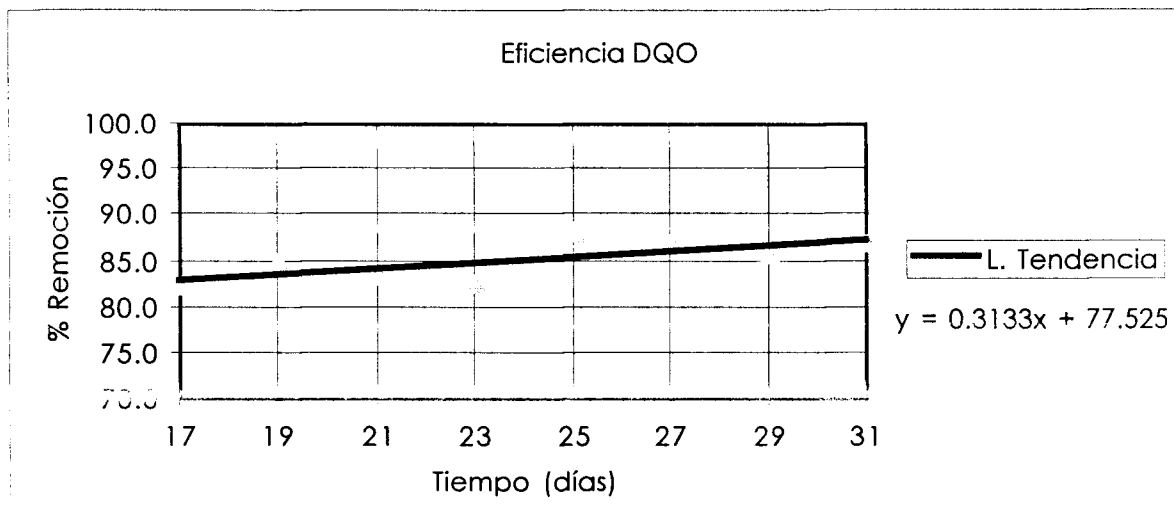
El comportamiento de la eficiencia para la segunda etapa de experimentación se puede observar en la Figura 4.7. Los valores oscilan entre el 82.1% y el 88.6%.

En la Figura 4.7 está graficada también la ecuación de tendencia que siguen los datos, presentándose un comportamiento lineal. Las pequeñas variaciones se pueden atribuir al método utilizado en el laboratorio para la determinación de los valores (Titulación).





Basándonos en los resultados anteriores este tipo de reactores pueden trabajar eficientemente con altas cargas orgánicas, siempre y cuando se controle el pH a niveles adecuados para el desarrollo de las bacterias que degradan la materia orgánica. La temperatura no fue un factor considerable para la eficiencia en remoción de DQO.



**Figura 4.7** Eficiencia de la Demanda Química de Oxígeno para la Segunda Etapa.



### 4.3 Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO)

Las pruebas para la DBO se realizaron una vez que el proceso se mostró estable y corresponden al período de operación de los días 19 al 25. En la Figura 4.8 esta graficado el comportamiento de este parámetro para la entrada y salida del reactor.

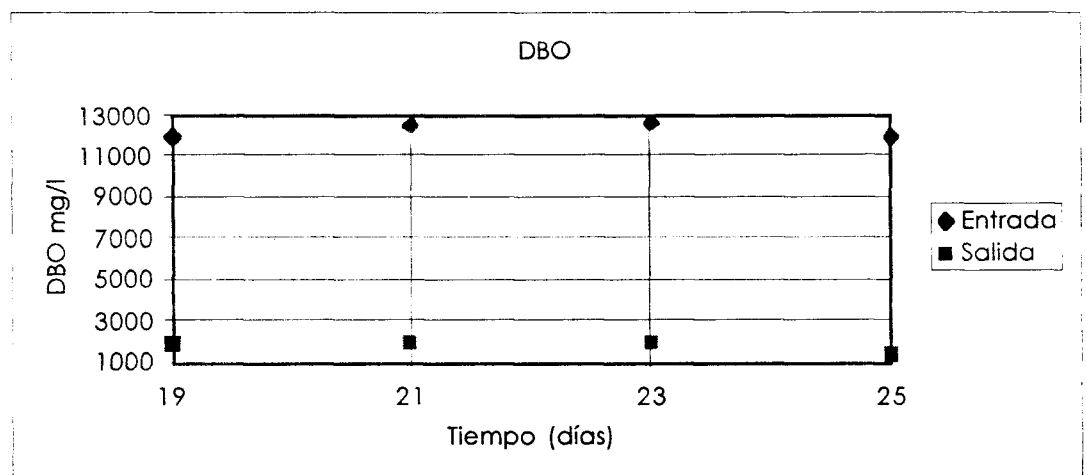


Figura 4.8 Comportamiento de la Demanda bioquímica de Oxígeno en el tiempo.

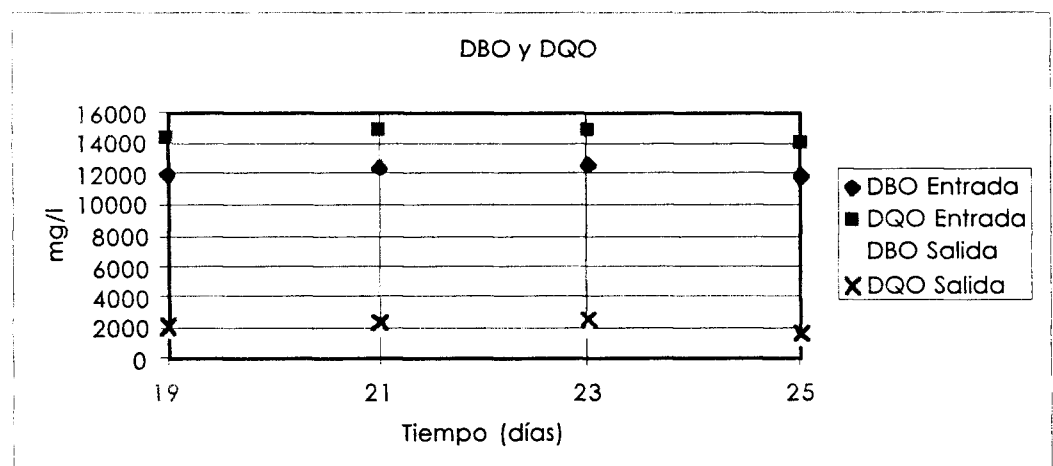


Figura 4.9 Comportamiento de la DQO y DBO en el Tiempo.



La Figura 4.9 son los valores de DQO y DBO para el mismo período de tiempo y observamos que el comportamiento de ambos parámetros sigue la misma tendencia. Para estos datos se obtuvo una correlación.

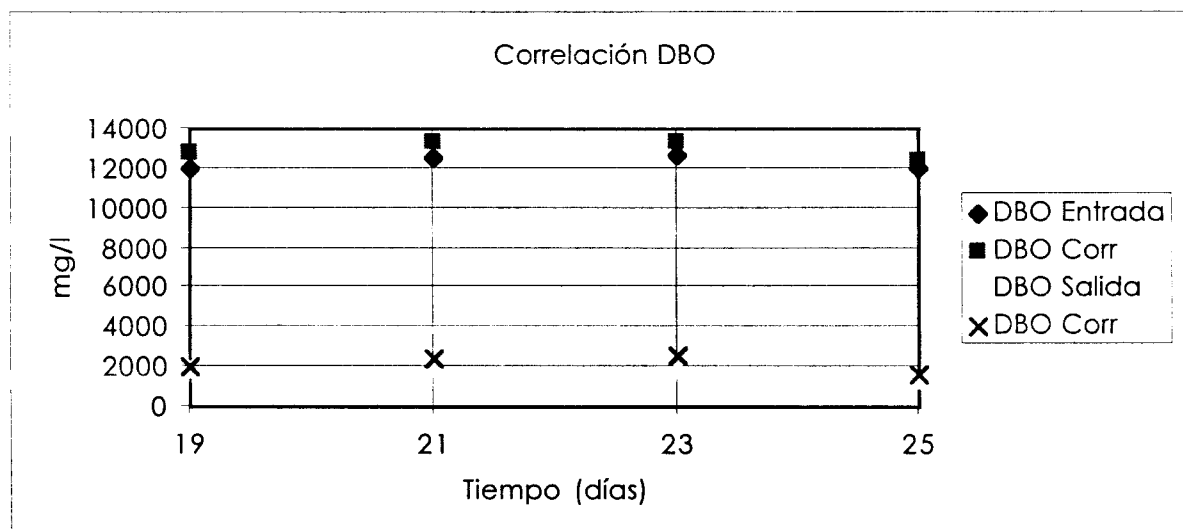
La correlación para la entrada del reactor nos indica que:

$$\text{DBOe} = 0.884 \cdot \text{DQOe}$$

Para la salida del reactor la expresión resulto ser la siguiente:

$$\text{DBOs} = 0.947 \cdot \text{DQOs}$$

La Figura 4.10 muestra los valores de DBO que se obtuvieron en el laboratorio, para la entrada y salida del reactor, y los calculados mediante las dos expresiones anteriores.



**Figura 4.10** Correlación de DBO y DQO.



#### 4.4 Sólidos Totales y Sólidos Suspendidos

Para los Sólidos Totales se realizaron 5 pruebas durante la etapa de estabilización y los resultados en eficiencia de remoción se pueden observar en la Figura 4.11.

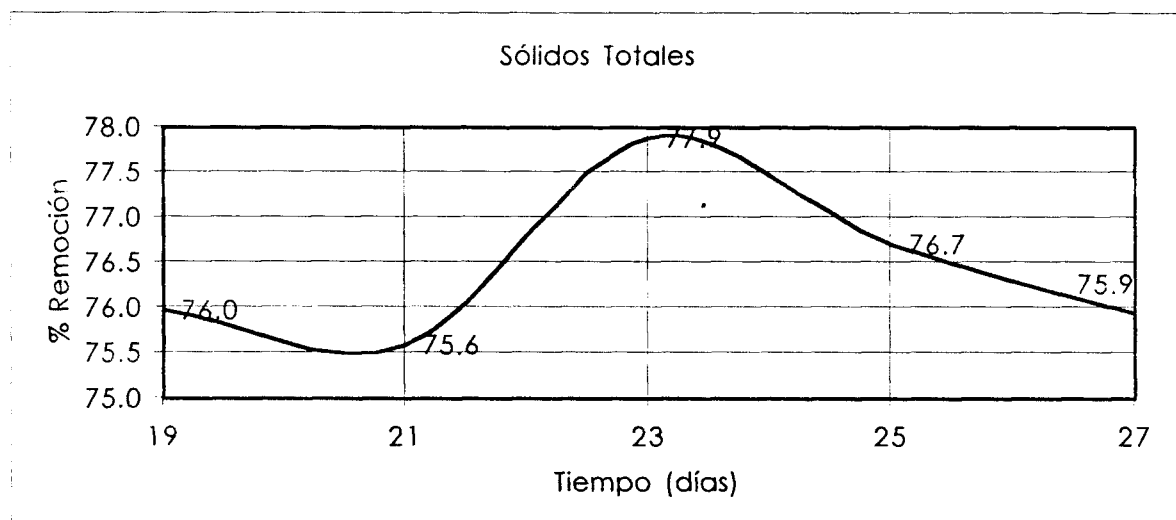


Figura 4.11 Eficiencia de remoción en sólidos totales.

El valor máximo que se obtuvo fue de 77.9% y el mínimo de 75.6%. La eficiencia de remoción promedio a la que trabaja el reactor en la segunda etapa es de 76.42%.

En la Figura 4.12 se muestran los valores de eficiencia que se obtuvieron a partir de las pruebas de Sólidos Suspendidos. El valor máximo de eficiencia para los sólidos suspendidos fue de 95.8% y el mínimo de 87.7%. La eficiencia promedio a la que trabaja el reactor, una vez que el proceso se ha estabilizado, es de 91.4%.

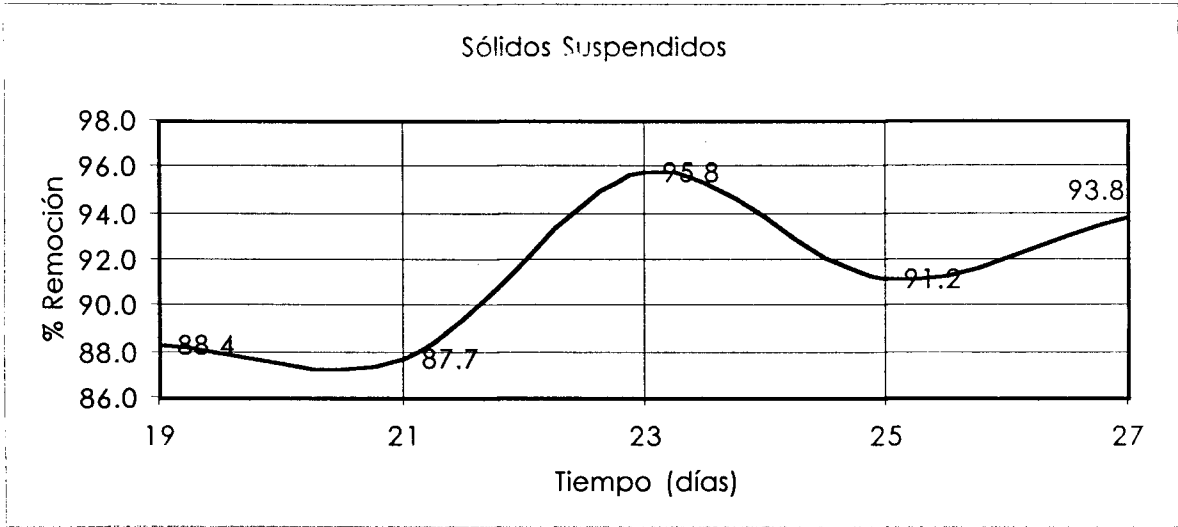


Figura 4.12 Eficiencia de Remoción en Sólidos Suspendidos

Es interesante realizar una comparación del comportamiento en eficiencia de remoción de los Sólidos Totales con el que se presenta en los Sólidos Suspendidos. En la Figura 4.13 se puede ver que ambos parámetros siguen la misma tendencia.

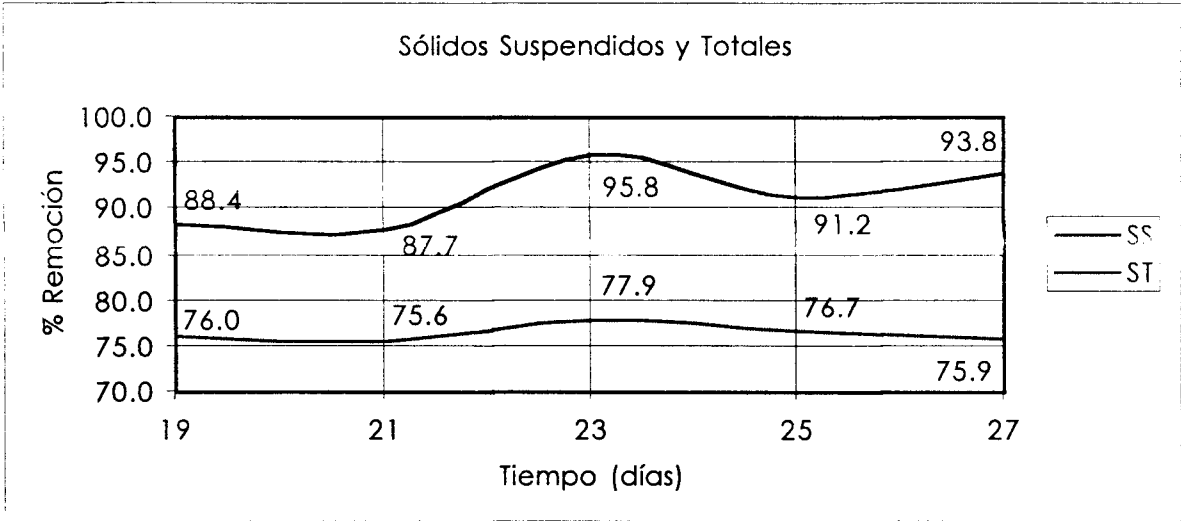
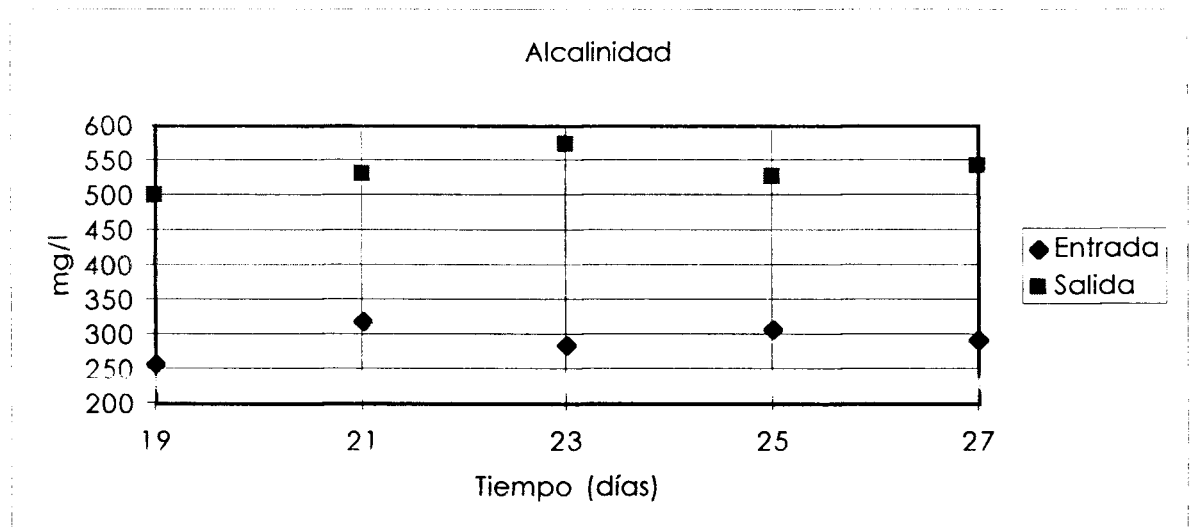


Figura 4.13 Eficiencia de Remoción en Sólidos Suspendidos y Sólidos Totales.



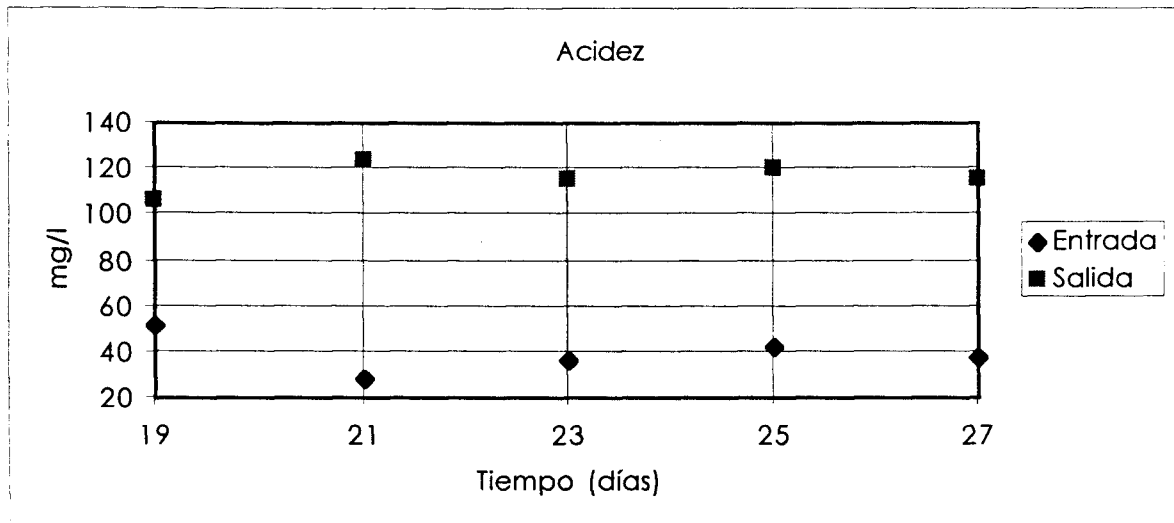
## 4.5 Alcalinidad y Acidez

La Figura 4.14 presenta los resultados obtenidos en el reactor para la alcalinidad. Se tienen valores promedio a la entrada y salida de 292 y 534.4 mg/l como  $\text{CaCO}_3$  respectivamente. Durante el período en que se monitoreó la alcalinidad, esta siempre fue más alta a la salida del reactor que a la entrada, presentándose una relación promedio Alcalinidad Salida/Alcalinidad Entrada de 1.8.



**Figura 4.14** Comportamiento de la Alcalinidad en la Entrada y Salida del Reactor.

Para la acidez los valores tienen un comportamiento muy similar a los que se obtuvieron en la prueba de alcalinidad. La acidez a la salida del reactor fue siempre mayor que a la entrada. La relación Acidez Salida/Acidez Entrada tiene un valor promedio de 3.1. La acidez promedio en la entrada del reactor tiene un valor de 39.2 mg/l, para la salida el valor medio es de 116.4 mg/l. Los resultados anteriores se pueden observar en la Figura 4.15.

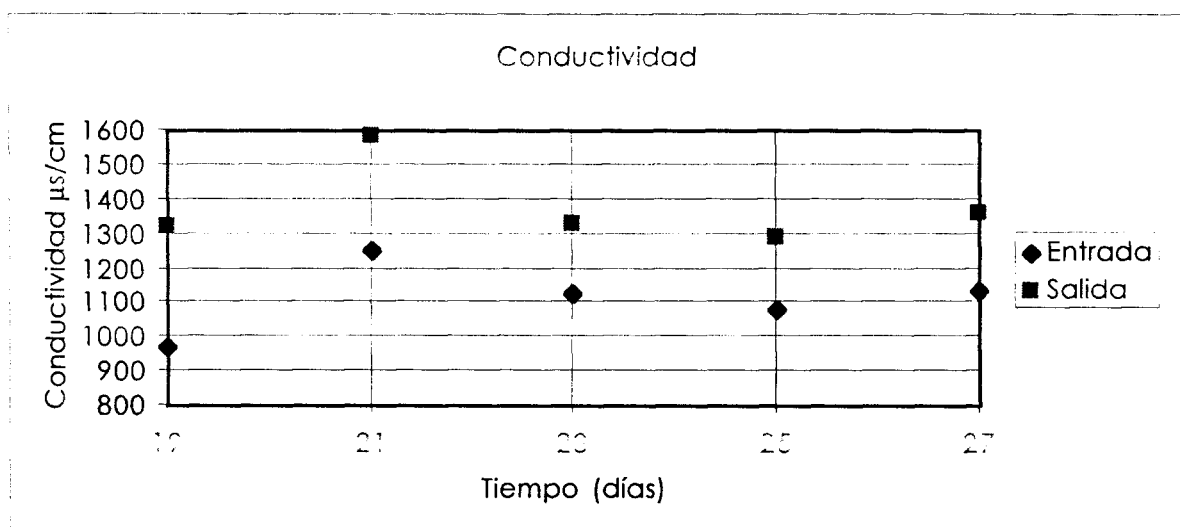


**Figura 4.15** Comportamiento de la Acidez a la Entrada y Salida del Reactor.



## 4.6 Conductividad

Este parámetro se monitoreó a la entrada y salida del reactor y los valores que se obtuvieron están graficados en la Figura 4.16. La conductividad a la salida del reactor siempre fue mayor que a la entrada, el valor promedio que se obtuvo es de  $1375.6 \mu\text{s}/\text{cm}$  y para la entrada es de  $1111.6 \mu\text{s}/\text{cm}$ .



**Figura 4.16** Comportamiento de la Conductividad en el Reactor.





## 4.7 Resultados Generales

En la tabla 4.1 se presentan los resultados promedio de las pruebas realizadas a la entrada del reactor.

**Tabla 4.1** Composición y Características Promedio de la Alimentación al Reactor.

Característica	Valor
pH	7.3
Sólidos Totales (ppm)	5080
Sólidos Suspendedos (ppm)	4648
DQO (ppm)	13854
DBO <sub>5</sub> (ppm)	12290
Nitrógeno (ppm)	378
Fósforo (ppm)	64
Alcalinidad (ppm)	292
Acidez (ppm)	39.2
Conductividad $\mu\text{s}/\text{cm}$	1111.6

La tabla 4.2 corresponde a las características promedio del efluente a la salida del reactor.

**Tabla 4.2** Composición y Características Promedio en el Efluente del Reactor.

Característica	Valor
pH	6.5
Sólidos Totales (ppm)	1096
Sólidos Suspendidos (ppm)	540
DQO (ppm)	3420
DBO <sub>5</sub> (ppm)	1754
Nitrógeno (ppm)	52
Fósforo (ppm)	7
Alcalinidad (ppm)	534.4
Acidez (ppm)	116.4
Conductividad $\mu\text{s}/\text{cm}$	1376



## 5. CONCLUSIONES

- ⇒ El sistema operó en un rango de temperatura de 14.1 a 25.7 °C sin que esto ocasionara cambios mayores en la actividad de la biomasa. Con esto se demuestra la capacidad del modelo para adaptarse a temperaturas menores a los 30°C.
  
- ⇒ El mantener el pH en un rango entre 7 y 7.5 ayuda a mejorar la eficiencia y estabilidad del proceso. Se asegura así el correcto desempeño de los microorganismos presentes en el sistema. Por lo que se recomienda controlar este parámetro en los procesos anaerobios.
  
- ⇒ Los lodos requieren de un tiempo de aclimatación para degradar el sustrato. En este caso la estabilización en el modelo sucedió en 15 días. La rapidez de esta etapa es consecuencia de que los lodos tuvieron un proceso de adaptación al residual durante un mes antes de arrancar el sistema, además del control que se realizó sobre el pH.
  
- ⇒ Existe una eficiencia de remoción promedio para la DQO de 75.3% y para la DBO de 85.6%. Con estos valores se puede considerar que existe una remoción significativa de materia orgánica en el efluente, con respecto a las reportadas por la literatura que oscilan en el rango del 60 al 70% de remoción.



- ⇒ Relaciones de DBO/DQO mayores a 0.6 son características de un influente orgánico (Parkin G. F. y Owen W. F. 1990), por lo que la alimentación al reactor es altamente orgánica ya que la relación DBO/DQO que se obtuvo es igual a 0.884.
- ⇒ Los sólidos totales y suspendidos presentan la misma tendencia como se puede ver en la Figura 4.13. La eficiencia de remoción en sólidos totales y suspendidos sucede de forma cíclica, es decir la remoción va aumentando con respecto al tiempo hasta llegar a un valor máximo y después disminuye, iniciando así un nuevo ciclo. Este comportamiento es característico de los procesos anaerobios (Kroiss et. al 1992).
- ⇒ La relación Nitrógeno/Fósforo presente en el proceso es de 378/64, el valor recomendado es de 400/7 para procesos con alta carga, considerándose como de alta carga procesos por arriba de los 15 KgDQO /m<sup>3</sup> /día, con los valores que se obtuvieron podemos concluir que no es necesaria la adición de nutrientes en el proceso cuando se trabaja con este tipo de residuales.
- ⇒ Se demostró que en condiciones óptimas de pH y nutrientes el proceso es capaz de tratar influentes, con una carga orgánica de 15 KgDQO/m<sup>3</sup>/día, con eficiencias de remoción en materia orgánica hasta de 88.6%.
- ⇒ El pH promedio del efluente fue de 6.5, el cual es menor que el registrado para el influente de 7.3. Esto es representativo del trabajo



de fermentación realizado por las bacterias encargadas de la producción de ácido dentro del proceso.

- ⇒ La conductividad registrada a la salida del reactor es superior a la lectura que se obtiene para la entrada. Esto indica que hay mineralización por la formación de sales en el proceso. Se puede relacionar con el aumento registrado también para la alcalinidad.
- ⇒ La alcalinidad presente en el efluente es superior a la registrada en el influente, en promedio la relación Salida/Entrada es igual a 1.8. Este comportamiento es representativo de la presencia de bacterias metanogénicas que realizan la mineralización del sustrato y provocan un aumento en la alcalinidad después de la etapa de formación de ácido.
- ⇒ La acidez registrada en la salida del reactor es superior a la que se obtiene en la entrada del reactor. La relación promedio de Acidez Salida/Acidez de Entrada es igual a 3.1.
- ⇒ El hecho de que aumente la alcalinidad y al mismo tiempo se incremente la acidez es consecuencia de la formación de  $\text{CO}_2$  que sucede durante la etapa de formación de metano, en la cual se genera  $\text{CO}_2$ , este gas en ausencia de agitación permanece en forma soluble, por lo que al realizar la prueba de alcalinidad el  $\text{CO}_2$  reacciona y la cantidad de titulador necesaria para llevar la solución a pH de 8.5 es alta y obtenemos valores elevados de alcalinidad; mientras que, al realizar la prueba de acidez el  $\text{CO}_2$  soluble se registra como ácido



carbónico ( $H_2CO_3$ ) registrándose además de los ácidos orgánicos presentes y generando así un aumento en la lectura de acidez.

- ⇒ Los dos comportamientos anteriores suceden también como consecuencia de la adición de cal al influente, pues esto aumenta la dureza del residual, además de que la cal es poco soluble en el agua lo que genera que la parte que no se solubiliza se precipite y entre al proceso en forma de carbonatos generando así las reacciones químicas necesarias para el equilibrio de carbonatos en el agua.
  
- ⇒ En el arranque del proceso se presentaron, durante la primera semana de operación, descargas de lodos de desecho. Cuando estos desaparecieron del efluente la eficiencia comenzó a aumentar y el proceso se estabilizó, por lo que se comprueba que es necesaria la adaptación del lodo para el desempeño adecuado del reactor.



## 5.1 Recomendaciones

Para investigaciones futuras se recomienda:

- ⇒ El estudio de este tipo de sistemas para otro tipo de residuales orgánicos de alta carga.
- ⇒ La obtener un modelo cinético del proceso utilizando residuales con las mismas características.
- ⇒ Escalamiento, diseño y arranque de una planta piloto para demostrar la factibilidad técnica del proceso para este tipo de descargas.
- ⇒ Evaluación del sistema de empaque y porosidad en el desempeño biodegradativo del sistema.
- ⇒ Estudio de las características de los lodos y su proceso de formación.
- ⇒ Estudio microbiológico de especies prevaletentes en el proceso implementado.



## BIBLIOGRAFIA

- Alvarez M. M. 1993. Tesis. *Tratamiento Biodegradativo de las Aguas Residuales al Proceso de Nixtamalización de Maíz (Nejayote), con Reactores Continuos Anóxicos y Anaerobios de Celulas Inmovilizadas*. ITESM Campus Monterrey.
- Chan P. 1981. *Elementos de Microbiología*. 1era. Edición. Editorial Lancaster, P. A.
- Christensen D. R., Greick J. A. y Eblen J. E. 1984. Design and Operation of an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor. *Journal WPCF*, Vol. 56.
- Craveiro A. M. 1991 Evolution and Present Situation of Full Anaerobic Digestion of Industrial Wastewaters in Brazil. *Sixth International Symposium on Anaerobic Digestion*, Mayo 12-16, Sao Paulo, Brazil.
- Dolfing J. 1986. Granulation in UASB Reactors. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 18, No. 12, 15.
- Donlon B. A., Razo-Flores E., Lettinga G. y Field J. A. 1996. Continuous Detoxification, Transformation and Degradation of Nitrophenols in Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactors. *Biotechnol. Bioeng.*, Vol. 51, 439.
- Eckenfelder W.W. 1989. *Industrial Water Pollution Control*. Second Edition. McGraw-Hill. USA.
- El-Shafie A. T. y Bloodgood D. E. 1973. Anaerobic Treatment in Multiple Upflow Filter System. *J. Water Pollut. Control Fed.*, Vol 45, No. 11, 2345.
- Fang H. H. P., Guohua L., Jinfu Z., Bute C. y Guowei G. 1990. Treatment of Brewery Effluent by UASB Process. *Journal of Environmental Engineering*. Vol 116, No. 3, 454.
- Fang, H. H. P y Chui, H.K. 1993. Maximum COD Loading Capacity in UASB Reactors at 37°C. *Journal of Environmental Engineering*. Vol. 119, No. 1, 103.



- Guiot S. R. 1991. Modeling of the Upflow Anaerobic Sludge Bed-Filter System: A Case With Hysteresis. *Wat. Res.* Vol. 25., No. 3.
- Hajinpakkos C. 1992. The Application of a Full-Scale UASB Plant for the Treatment of Coffe. Waste. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 25, No. 1.
- Hang-Sik S., Byung-Uk B. y Sae-Eun O. 1993. Preservation Characteristics of Anaerobic Granular Sludge. *Biotechnology Letters*, Vol. 15, No. 5, 537.
- Henze M. y Harremoës P. 1983. Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors - Literature Review. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 15, No. 1.
- Hickey R. F., Wu W. M., Veiga M. C. Jones R. 1991. Start-up, Operation, Monitoring and Control of High-rate Anaerobic Treatment Systems. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 24, No. 8, 207.
- Huang J-Ch, Ray B. T. y Huang Y-J. 1989. Sludge Digestion by Anaerobic Fluidized Beds. I: Lab. Performance Data. *Journal of Environmental Engineering*. Vol. 115, No. 6, 1139.
- Hulshof P. L. W., de Zeeuw W. J. y Velzeboer C. T. M. 1983. Granulation in UASB-Reactors. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 15, 291.
- Iza J., Colleran E., París J. M. y Wu W. M. 1991. Seminario Internacional sobre Tecnología del Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales Urbanas e Industriales: Resumen Final. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 24, No. 8.
- Jackson D. S., Rooney L. W., Kunze O. R. y Waniska R. D. 1988. Alkaline Processing Properties of Stress-Cracked and Broken Corn (Zean mays L.) *Cereal Chem.* Vol. 65. No. 2.
- Kennedy K. J., Hamoda M. F. y Droste R. L. 1987. Kinetics of Downflow Anaerobic attached Growth Reactors. *Journal WPCF*, Vol. 59, No. 4.
- Kerby F. Fannin, John R. Conrad, Vipul J. Srivastava, David P. Chynoweth, Douglas E. Jerger. 1986. Anaerobic Processes. *Journal WPCF*, Vol. 58, No. 6.
- Kleinstreuer C. y Poweigha T. 1982. Dynamic Simulator for Anaerobic Digestion Processes. *Biotechnol. Bioeng.*, Vol 24, 1941.



- Kroiss H., Svardal K. y Nowak O. 1992. Anaerobic-Aerobic Pretreatment of Waste Paper Mill Effluent. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 25, No. 1.
- Kwan-Chow L. y Yang Z. 1991. Technical Review on the UASB Process. *Intern. J. Environmental Studies*, Vol. 39, 203.
- Lawrence A. L. y McCarty P. L. 1996. Kinetics of Methane Fermentation in Anaerobic Treatment. *J. Water Pollut. Control Fed.*, Vol 41, No. 2.
- Lettinga, G., Velsen, A. F. M. Van, Hobma, S. W., Zeeuk, W. J. y Klapwijk. 1980. A Use of the Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment. *Biotechnol. Bioeng.*, Vol 22., 669.
- Luján F. I. 1998. *Manual de Prácticas del Laboratorio de Ingeniería Ambiental*. ITESM Campus Monterrey.
- Maat, D. Z. y Habets, L. H. A. 1987. The Upflow Anaerobic Sludge Blanket Wastewater Treatment System: A Technological Review. *Pulp and Paper Canada*, Vol. 88, No. 11, 60.
- McCarty L. P. y Smith P. D. 1996. Anaerobic Wastewater Treatment. *Environ. Sci. Technol.*, Vol. 20, No. 12.
- Méndez R., Omil F., Soto M. v Lema J. M. 1992. Pilot Plant Studies on the Anaerobic Treatment of Different Wastewaters from a Fish-Canning Factory. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 25, No. 1.
- Noyola A. y Moreno G. 1994. Granule Production from Raw Activated Sludge. *Water Science and Technology (Press)*.
- Noyola Robles A. 1998. Tratamiento de Aguas Residuales por Procesos Anaerobios, Fundamentos y Aplicaciones. *XVIII Seminario de Ingeniería Química*. Celaya, Gto. México.
- Parkin G. F. y Owen W. F. 1990. Fundamentals of Anaerobic Digestion of Wastewater Sludges. *Journal of Environmental Engineering*. Vol 112, No. 5, 867.
- Parkin G. F. y Speece R. E. 1984. Anaerobic Biological Waste Treatment. *CEP*, December, 55.



- Pelczar M. J., Reid R. D. y Chan E. C. S. 1995. *Microbiología*. Cuarta Edición. Editorial McGraw-Hill. México.
- Ramalho, R. S. *Tratamiento de Aguas Residuales*. Segunda Edición. Editorial Reverté. España (1993).
- Sahm H. 1984. Anaerobic Wastewater Treatment. *Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology*, Vol. 29, 83.
- Shchmidt J. E. y Ahring B. K. 1996. Granular Sludge Formation in Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactors. *Biotechnol. Bioeng.*, Vol. 49, 229.
- Souza M. E. 1986. Criteria for the Utilization, Design and Operation of UASB Reactors. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 18, No. 12, 55.
- Speece R. E. 1983. Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment. *Environ. Sci. Technol.*, Vol 17, No. 9, 416A.
- Tilche A. y Vieira S. M. M. 1991. Discussion Report on Reactor Design of Anaerobic Filters and Sludge Bed Reactors. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 24, No. 8.
- Trejo-González A., Fera Morales A. y Wild-Altamirano C. 1982. *The Role of Lime in the Alkaline Treatment of Corn for Tortilla Preparation in: Modification of Proteins*. R. E. Freney y J. R. Whitaker, eds. Adv. Chem. Ser. 198. Am. Chem. Soc. Whashington, D. C.
- Weiland P. y Rozzi A. 1991. The Start-Up, Operation and Monitoring of High-Rate Anaerobic Treatment Systems. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 24, No. 8.
- Young J. C. y McCarty P. L. 1996. The Anaerobic Filter for Waste Treatment. *J. Water Pollut. Control Fed.*, Vol 41, no. 5, R160.
- Young J. y Yang B. S. 1989. Design Considerations for Full-Scale Anaerobic Filters. *J. Water Pollut. Control Fed.*, Vol 61, no. 9, 1576.



