



01177

9

1e.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA**

**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO**

**TESIS**

**"TRATABILIDAD ANAEROBIA DE EFLUENTES  
QUÍMICO-FARMACÉUTICOS  
EN REACTORES DE MEZCLA COMPLETA"**

**PRESENTADA POR:**

**ING. CRISTINA LIZAMA BAHENA**

**PARA OBTENER EL GRADO DE:**

**MAESTRO EN INGENIERÍA  
(AMBIENTAL)**

**DIRIGIDA POR:**

**DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA**

Ciudad Universitaria, México D.F.

julio, 1997

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

**D I O S**

Gracias por hacer posible mi existencia.  
Por guiar mis pasos y ayudarme a alcanzar mis metas.

**A MIS PADRES**

Gracias por haber hecho posible mi formación profesional.  
Por creer en mí y fomentarme la superación día a día.  
Por sus consejos y paciencia.  
Sin su apoyo no hubiese sido posible escalar un peldaño más.

**A MIS HERMANOS**

Por su cariño , apoyo y comprensión.  
Por los momentos compartidos.  
**GRACIAS.**

**G(2) 503515**

**Instituto Mexicano de Tecnología del Agua :**

Gracias por permitirme realizar la parte experimental del Trabajo de Tesis.

**Dra. Petia Mijaylova Nacheva :**

Por la dirección y apoyo para la realización del Trabajo de Tesis. *GRACIAS.*

**A los Sinodales :**

M.I. Esperanza M. Ramírez Camperos

M.I. Luis G. Torres Bustillos

Dr. Guillermo Larios De Anda

M.I. José Luis Torrescano España

Gracias por sus comentarios y aportaciones para el trabajo de Tesis.

**Ing. Rafael Betanzos Calvo :**

Por el apoyo incondicional que me ha brindado a lo largo de mi carrera profesional.

Por la confianza depositada en mí, por sus consejos y motivación.

Por su valiosa Amistad.

*GRACIAS.*

**Fernanda :**

Gracias por tus consejos , apoyo y Amistad.

**Marilú :**

Gracias por su amistad y el apoyo brindado.

**Í N D I C E**

<b>CAPÍTULO 1. RESUMEN .....</b>	<b>1</b>
<b>CAPÍTULO 2. OBJETIVOS .....</b>	<b>3</b>
<b>CAPÍTULO 3. INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>4</b>
<b>CAPÍTULO 4. ASPECTOS GENERALES .....</b>	<b>6</b>
<b>4.1 Procesos de tratamiento para aguas residuales.....</b>	<b>6</b>
<b>4.2 Sistemas anaerobios.....</b>	<b>8</b>
<b>4.2.1. Clasificación.....</b>	<b>9</b>
<b>4.2.2. Características del reactor de mezcla completa.....</b>	<b>10</b>
<b>4.3 Aspectos generales de la digestión anaerobia.....</b>	<b>13</b>
<b>4.4 Factores ambientales que afectan la digestión anaerobia.....</b>	<b>15</b>
<b>4.5 Inoculación, volumen y características del inóculo.....</b>	<b>19</b>
<b>4.6 Ventajas y desventajas de los sistemas         aerobios y anaerobios.....</b>	<b>21</b>
<b>4.7 Parámetros físicoquímicos de monitoreo         de los sistemas anaerobios.....</b>	<b>23</b>
<b>4.8 Aplicaciones de la digestión anaerobia.....</b>	<b>24</b>
<b>4.9 Pruebas de tratabilidad.....</b>	<b>26</b>
<b>4.10 Constantes cinéticas.....</b>	<b>26</b>

---

<b>CAPÍTULO 5. METODOLOGÍA</b> .....	29
5.1 Descripción de la instalación experimental.....	29
5.2 Métodos analíticos.....	32
5.3 Procedimiento experimental.....	32
5.3.1. Inoculación y arranque.....	33
5.3.2. Adaptación y estabilización.....	34
<b>CAPÍTULO 6. RESULTADOS</b> .....	35
6.1 Caracterización del agua residual de la industria químico-farmacéutica en estudio.....	35
6.2 Resultados del muestreo del sistema experimental : Datos de la determinación de DQO, SST, SSV y análisis estadístico.....	37
6.3 Eficiencia de remoción de DQO, producción de biogas, y análisis estadístico.....	43
6.4 Resultados de las constantes cinéticas: k, K <sub>s</sub> , Y, k <sub>d</sub> , μ <sub>m</sub> .....	53
<b>CAPÍTULO 7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b> .....	71
<b>CAPÍTULO 8. BIBLIOGRAFÍA</b> .....	74

## ÍNDICE DE TABLAS

- TABLA 1.** Procesos de tratamiento para aguas residuales.
- TABLA 2.** Ventajas y Desventajas de los reactores completamente mezclados de crecimiento en suspensión.
- TABLA 3.** Metales nutrientes requeridos por la biomasa anaerobia en función de la concentración de DQO en el agua.
- TABLA 4.** Concentración de elementos inhibitorios en microorganismos anaerobios.
- TABLA 5.** Diferentes tipos de inóculos.
- TABLA 6.** Ventajas y desventajas de los procesos de tratamiento aerobio y anaerobio.
- TABLA 7.** Niveles típicos del funcionamiento del tratamiento anaerobio.
- TABLA 8.** Sustratos degradables por biotecnología anaerobia.
- TABLA 9.** Características Físico-químicas del agua residual de la industria químico-farmacéutica en estudio.
- TABLA 10.** Resultados de análisis de los compuestos orgánicos del agua residual de la industria químico-farmacéutica en estudio.
- TABLA 11.** Datos promedio de la determinación de DQO en cada fase.
- TABLA 12.** Datos promedio de la determinación de SST y SSV en cada fase.
- TABLA 13.** Eficiencia promedio de remoción de DQO y producción de biogas en cada fase.
- TABLA 14.** Datos de la determinación de DQO del sistema experimental.
- TABLA 15.** Análisis estadístico de los datos de la determinación de DQO del sistema experimental.
- TABLA 16.** Datos de la determinación de SST y SSV del sistema experimental.
- TABLA 17.** Análisis estadístico de los datos de la determinación de SST y SSV del sistema experimental.
- TABLA 18.** Eficiencia de remoción de DQO y producción de biogas del sistema experimental.
- TABLA 19.** Análisis estadístico para los datos de eficiencia de remoción de DQO y la producción de biogas del sistema experimental.
- TABLA 20.** Constantes cinéticas obtenidas de la tratabilidad anaerobia del efluente de la industria químico-farmacéutica en estudio.

## ÍNDICE DE FIGURAS

- FIGURA 1.** Diagrama del proceso de conversión de la materia orgánica particulada a metano.
- FIGURA 2.** Partes que conforman un Reactor anaerobio de mezcla completa: 1. cuerpo del reactor, 2. agitador magnético, 3. parrilla eléctrica agitadora, 4. tapa del reactor, 5. termómetro, 6. tubo de alimentación, 7. tubo de extracción, 8. conducto de gas, 9. tubo para almacenar el biogas, 10. tubo equilibrante.
- FIGURA 3.** Esquema de la instalación de los reactores de mezcla completa utilizados para las pruebas de tratabilidad: 1. Reactor con TRH de 7 días, 2. Reactor con TRH de 3 días, 3. Reactor con TRH de un día.

---

## INDICE DE GRÁFICAS

- GRÁFICA 1.** Eficiencia de remoción promedio de DQO en cada fase.
- GRÁFICA 2.** Producción promedio de biogas en cada fase.
- GRÁFICA 3.** Eficiencia de remoción de DQO del sistema experimental.
- GRÁFICA 4.** Producción de biogas del sistema experimental.
- GRÁFICA 5.** Regresión lineal de  $X\theta/(S_0-S)$  vs  $1/S$ , 14,755 mg/l DQO.
- GRÁFICA 6.** Regresión lineal de  $1/\theta$  vs  $(S_0-S)/X\theta$ , 14,755 mg/l DQO.
- GRÁFICA 7.** Regresión lineal de  $X\theta/(S_0-S)$  vs  $1/S$ , 15,712 mg/l DQO.
- GRÁFICA 8.** Regresión lineal de  $1/\theta$  vs  $(S_0-S)/X\theta$ , 15,712 mg/l DQO.
- GRÁFICA 9.** Regresión lineal de  $X\theta/(S_0-S)$  vs  $1/S$ , 17,260 mg/l DQO.
- GRÁFICA 10.** Regresión lineal de  $1/\theta$  vs  $(S_0-S)/X\theta$ , 17,260 mg/l DQO.
- GRÁFICA 11.** Regresión lineal de  $X\theta/(S_0-S)$  vs  $1/S$ , 20,205 mg/l DQO.
- GRÁFICA 12.** Regresión Lineal de  $1/\theta$  vs  $(S_0-S)/X\theta$ , 20,205 mg/l DQO.

---

## INDICE DE GRÁFICAS

**GRÁFICA 1.** Eficiencia de remoción promedio de DQO en cada fase.

**GRÁFICA 2.** Producción promedio de biogas en cada fase.

**GRÁFICA 3.** Eficiencia de remoción de DQO del sistema experimental.

**GRÁFICA 4.** Producción de biogas del sistema experimental.

**GRÁFICA 5.** Regresión lineal de  $X_0/(S_0-S)$  vs  $1/S$ , 14,755 mg/l DQO.

**GRÁFICA 6.** Regresión lineal de  $1/\theta$  vs  $(S_0-S)/X_0$ , 14,755 mg/l DQO.

**GRÁFICA 7.** Regresión lineal de  $X_0/(S_0-S)$  vs  $1/S$ , 15,712 mg/l DQO.

**GRÁFICA 8.** Regresión lineal de  $1/\theta$  vs  $(S_0-S)/X_0$ , 15,712 mg/l DQO.

**GRÁFICA 9.** Regresión lineal de  $X_0/(S_0-S)$  vs  $1/S$ , 17,260 mg/l DQO.

**GRÁFICA 10.** Regresión lineal de  $1/\theta$  vs  $(S_0-S)/X_0$ , 17,260 mg/l DQO.

**GRÁFICA 11.** Regresión lineal de  $X_0/(S_0-S)$  vs  $1/S$ , 20,205 mg/l DQO.

**GRÁFICA 12.** Regresión Lineal de  $1/\theta$  vs  $(S_0-S)/X_0$ , 20,205 mg/l DQO.

# CAPÍTULO 1. R E S U M E N

## RESUMEN

Con el objetivo de determinar el comportamiento cinético y evaluar la tratabilidad anaerobia de efluentes de la industria químico-farmacéutica se llevó a cabo un estudio experimental en reactores anaerobios de mezcla completa. Se instalaron 3 reactores de laboratorio, cada reactor de un volumen total de 2.7 litros y un volumen de operación de 2.4 litros, se alimentaron en semicontinuo con diferentes tiempos de retención hidráulica: reactor 1(R1) de 7 días, reactor 2 (R2) de 3 días y reactor 3 (R3) de 1 día. La temperatura se mantuvo entre 35-37°C. El contenido de cada reactor era homogenizado y agitado interiormente a través de agitadores magnéticos. Las pruebas de tratabilidad tuvieron una duración de 148 días, con dos etapas: 1)Inoculación y arranque y 2)Adaptación y estabilización (con 9 fases, en cada fase se aplicó diferente concentración de DQO en el influente). El inóculo utilizado fue adaptado previamente al agua residual de la industria químico-farmacéutica en estudio, dicha agua residual utilizada es de alta carga orgánica, de hasta 30 g/l de DQO, y contiene xenobióticos tóxicos difícilmente biodegradables que provocan efectos bioestáticos, de bioinhibición y/o tóxicos en los sistemas de tratamientos biológicos. El alto contenido de materia orgánica hace adecuada la aplicación del sistema anaerobio. Durante el arranque del proceso, aplicando una concentración de DQO de 19.3 g/l, se obtienen eficiencias de remoción de DQO bajas (del 14 al 20%) y la producción de biogas se observa a partir del día 8 ( de 0.047 a 0.068 l/d). Aplicando una concentración de 14.7 g/l DQO en 30 días se logran remociones del 46 al 52% y producción de biogas de 0.164 a 0.207 l/d.

Durante los primeros 35 días del experimento, manteniendo las concentraciones de DQO en el Influyente en el rango de 16.3-19.3 g/l, no se lograron eficiencias mayores de 36%. Aplicando 20.2 g/l DQO, en general se observa que no hay una desestabilización inicial significativa del sistema y en promedio presentan las siguientes eficiencias de remoción de DQO: R1 del 70.30%, R2 del 66.84% y R3 del 64.36%.

La producción de biogas durante esta etapa, en promedio es: R1 de 0.88 l/d, R2 de 0.84 l/d. y R3 de 0.80 l/d. Para calcular las constantes cinéticas del agua residual procedente de la Industria químico-farmacéutica en estudio, se aplicó el modelo cinético de Monod. Se utilizaron los datos obtenidos en las fases 5, 6, 8 y 9, con el objetivo de observar la variación y comportamiento de la cinética del agua residual hasta que el sistema lograra la estabilización a una concentración alta de DQO, (Fase 9, 20.2 g/l DQO). Los valores obtenidos de las constantes cinéticas en la fase 9 son:  $k = 0.02025 \text{ d}^{-1}$ ,  $K_s = 7421 \text{ mg/l}$ ,  $k_d = 0.0044 \text{ d}^{-1}$ ,  $Y = 0.1706 \text{ mgSSV/mgDQO}$ ,  $\mu_{\max} = 0.0009 \text{ d}^{-1}$ . Para el arranque, se recomienda aplicar concentraciones de DQO menores a 19.3 g/l y mayores de 14.75 g/l, esto debido a que el sistema sufrió una desestabilización con la concentración de DQO inicial aplicada. Asimismo, la concentración de DQO se debe aumentar gradualmente, ya que de esta manera es posible la adaptación y estabilización del sistema. Las pruebas de tratabilidad tienen gran utilidad, principalmente en el seguimiento del proceso ya que permiten conocer la evolución de la actividad y adaptación del inóculo. Con base en las constantes cinéticas es posible diseñar y adaptar el sistema de tratamiento apropiado para una industria en particular.

## **CAPÍTULO 2.      O B J E T I V O S**

### **OBJETIVOS:**

- Evaluar la tratabilidad de efluentes de una Industria químico-farmacéutica en sistemas de biodegradación anaerobia.
  
- Determinar los coeficientes cinéticos del proceso.

## CAPÍTULO 3.            I N T R O D U C C I O N

### INTRODUCCIÓN

El crecimiento demográfico e industrial que se observa en las últimas décadas necesariamente incide en el importante y creciente aumento de la demanda de agua, recurso que ha sido indudablemente base importante en el florecimiento de las ciudades y eficaz insumo para el sostenimiento y crecimiento de la planta productiva nacional. En la misma proporción, consecuentemente, se incrementa la cantidad y diversidad de las descargas de aguas residuales.

Actualmente, México es uno de los países más industrializados de Latinoamérica. Una de las áreas que ha ido creciendo considerablemente es la Industria Farmacéutica. Esto representa un avance para el país, pero también es origen de graves problemas debido al aumento de las aguas residuales de este sector. La complejidad y variabilidad de sus descargas hace difícil su tratamiento. Su composición depende del tipo de proceso empleado, de la materia prima utilizada y de los productos finales.

La Industria Químico-Farmacéutica en México está compuesta por un conjunto de 86 empresas con actividades farmoquímicas y un total de 389 laboratorios en todo el país (Canifarma,1991). Los productos de esta industria son muchos y muy diversos: hormonas esteroides, antibióticos, vitaminas, analgésicos, antipiréticos, tranquilizantes, edulcorantes, antihelmínticos, biológicos inmunizantes, entre otros.

En la Industria Farmacéutica, el agua representa un medio de dilución de reactivos; es una de las materias primas que no se incorporan al producto, sirve como medio de transporte de desechos y se emplea en servicios auxiliares indispensables para la producción.

Las aguas residuales de la Industria Farmacéutica tienen una gran cantidad de contaminantes, sobre todo materia orgánica, que se debe a la ausencia de equipos para eliminar los desechos líquidos concentrados. Es necesario cambiar la visión de los sistemas de usos del agua en las industrias farmacéuticas, enfocándolos hacia la reutilización de las aguas de enfriamiento de calderas, recuperación de solventes, tratamiento local o eliminación de desechos líquidos concentrados o peligrosos de algunos procesos de producción, antes de mezclarlos con los efluentes de los demás procesos.

Para realizar el tratamiento de aguas residuales existen dos familias de procesos: los fisicoquímicos y los biológicos. Por razones técnicas y económicas, los primeros son aplicados en aguas con contaminantes inorgánicos o con materia orgánica no biodegradable, mientras que los segundos se utilizan cuando los principales contaminantes son biodegradables. De esta manera, y salvo muy contadas excepciones, los desechos líquidos de la industria alimentaria, la agroindustria, algún tipo de petroquímica y farmacéutica, así como las aguas negras municipales, son tratados por vía biológica. La principal división entre los diversos procesos biológicos existentes para el tratamiento de aguas residuales se hace en relación a la presencia o ausencia de oxígeno. Es así que se tienen los procesos **aerobios** los cuales requieren de oxígeno y los **anaerobios** los cuales requieren la ausencia de oxígeno. Esto se traduce en sistemas muy diferentes entre sí, tanto en su microbiología, como en sus aplicaciones, su ingeniería y su control. Existen pocos estudios que reflejan la tratabilidad anaerobia de los efluentes del sector químico-farmacéutico. Estos efluentes se caracterizan por contener una alta concentración de materia orgánica y tóxicos que pueden inhibir el proceso anaerobio. En el presente trabajo se realizó **un estudio de tratabilidad anaerobia en reactores de mezcla completa con agua residual procedente de una Industria Químico-Farmacéutica.**

## CAPÍTULO 4. ASPECTOS GENERALES

### 4.1. PROCESOS DE TRATAMIENTO PARA AGUAS RESIDUALES

A través de los años, se han desarrollado una gran variedad de métodos para el tratamiento del agua residual. En muchos casos, se combinan varios procesos dependiendo de la calidad del agua residual que se va a tratar y el grado de depuración que se desee alcanzar.

El principal objetivo del tratamiento del agua residual es producir un efluente que pueda ser descargado sin causar daños al medio ambiente. Los contaminantes del agua residual pueden ser eliminados por medios físicos, químicos y biológicos.

**TABLA 1.** Procesos de tratamiento para aguas residuales, (Metcalf & Eddy, 1985).

CONTAMINANTES	UNIDAD, PROCESO O SISTEMA DE TRATAMIENTO	CLASIFICACIÓN
<b>Sólidos suspendidos</b>	• Cribado y desmenuzado	F
	• Sedimentación	F
	• Flotación	F
	• Filtración	F
	• Coagulación/sedimentación	Q/F
<b>Orgánicos biodegradables</b>	• Lodos activados	B
	• Filtro percolador	B
	• Discos biológicos rotatorios	B
	• Lagunas aereadas	B
	• Lagunas de oxidación	F/B
	• Filtración en arena	B/Q/F
	• Físico/químico	F/Q

Q = Químicos, F = Físicos, B = Biológicos

CONTINUACIÓN TABLA 1, (Metcalf &amp; Eddy, 1985).

CONTAMINANTES	UNIDAD, PROCESO O SISTEMA DE TRATAMIENTO	CLASIFICACIÓN
Patógenos	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Cloración</li> <li>• Ozonación</li> </ul>	Q Q
<b>Nutrientes:</b>  <b>Nitrógeno</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Nitrificación y desnitrificación con biomasa suspendida</li> <li>• Nitrificación y desnitrificación con biomasa fija</li> <li>• Arrastre con amoníaco</li> <li>• Intercambio iónico</li> <li>• Cloración</li> </ul>	B  B Q/F Q Q
<b>Fósforo</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Coagulación/sedimentación</li> <li>• Remoción bioquímica</li> </ul>	Q/F B/Q
<b>Orgánicos Refractarios</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Adsorción con carbón activado</li> <li>• Ozonación</li> </ul>	F Q
<b>Metales Pesados</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Precipitación química</li> <li>• Intercambio iónico</li> </ul>	Q Q
<b>Sólidos Inorgánicos Disueltos</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Intercambio iónico</li> <li>• Osmosis inversa</li> <li>• Electrodiálisis</li> </ul>	Q F Q

Q = Químicos, F = Físicos, B = Biológicos

## 4.2. SISTEMAS ANAEROBIOS

Para llevar a cabo la digestión anaerobia se han propuesto varios procesos con configuraciones diferentes que buscan optimizar el sistema. Estas configuraciones pueden agruparse por la forma en que se encuentra la biomasa en su interior, lo que origina dos grandes bloques: reactores con crecimiento celular en suspensión y reactores con biomasa fija, (Eckenfelder, W. *et al*, 1992).

### SISTEMAS ANAEROBIOS

<b>Primera generación</b>	<b>Biomasa en suspensión</b>	Fosa séptica Tanque Imhoff Laguna anaerobia Digestor convencional Digestor completamente mezclado Contacto anaerobio
<b>Segunda generación</b>	<b>Biomasa fija</b>	Filtro anaerobio Reactor tubular de película fija Reactor de lecho de lodos y flujo ascendente (UASB)
<b>Tercera generación</b>	<b>Lecho expandido</b>	Lecho expandido Lecho fluidificado

#### **4.2.1. Clasificación**

Los reactores anaerobios se dividen en tres generaciones de acuerdo a la evolución tecnológica que presenten, la primera corresponde a aquellos procesos donde la biomasa se encuentra en suspensión. En la segunda, los microorganismos son retenidos en el reactor mediante un soporte o bien por sedimentación. En la tercera, los microorganismos están adheridos en un soporte que se expande o fluidifica, (Eckenfelder, W. *et al*, 1992).

##### ***Reactores de primera generación***

Los reactores más primitivos son, por un lado la fosa séptica y los digestores de tipo rural con una alimentación semicontinua, de los que se tienen referencias desde el siglo pasado. Estos digestores son utilizados para la producción de biogas a partir de desechos agrícolas. En la actualidad estos sistemas se han difundido considerablemente a nivel doméstico o de granja familiar, sobre todo en países subdesarrollados.

##### ***Reactores de segunda generación***

En estos sistemas se logran menores tiempos de retención hidráulica (de 0.5 a 3 días), lo que da como resultado un menor volumen y una mayor estabilidad y facilidad en su operación. Esto se logra al retener la biomasa anaerobia dentro del reactor mediante la formación de una película de microorganismos fijos sobre soportes, o bien por medio de la sedimentación de flóculos microbianos con muy buenas características de decantación.

##### ***Reactores de tercera generación***

Estos reactores se encuentran aún a nivel piloto o semi-industrial. Son de película fija pero el soporte utilizado es lo suficientemente pequeño y ligero para que pueda ser fluidificados con la recirculación del efluente.

Los dos tipos de reactores (lecho expandido y lecho fluidificado), son semejantes entre sí, sólo se diferencian en el grado de fluidificación del soporte (20% para el lecho expandido y superior al 50% para el lecho fluidificado). Su avance consiste en tiempos de retención inferiores a 12 horas. Sin embargo, estos sistemas requieren energía para la recirculación y la fluidificación del lecho; además, su operación y arranque son en extremo delicados las cargas aplicadas pueden sobrepasar los 40 kg DQO/m<sup>3</sup>d.

#### 4.2.2. CARACTERÍSTICAS DEL REACTOR DE MEZCLA COMPLETA

En un reactor completamente mezclado, la biomasa se encuentra distribuida en todo el reactor y abandona el proceso con el efluente tratado. Por lo anterior, la calidad del efluente de este reactor al compararlo con otras configuraciones de reactores anaerobios es menor debido a la presencia de sólidos suspendidos y partículas de material no biodegradable. La concentración remanente de sólidos suspendidos en el efluente después del tratamiento, está en función de la composición del influente y del grado de tratamiento aplicado, (Eckenfelder, W. *et al*, 1992).

Los reactores de mezcla completa son adecuados para el tratamiento de aguas residuales que contienen altas concentraciones de material orgánico biodegradable. El contenido del reactor presenta altas concentraciones de sólidos suspendidos, que se originan a partir del desecho de las aguas residuales y del crecimiento anaerobio durante el tratamiento.

Un reactor completamente mezclado no contiene medio de soporte, por lo que el volumen potencial de acumulación de lodo y muerte, son menores que en los procesos de película fija. Sin embargo, el material biológico puede sedimentar fácilmente y acumularse, si no hay buen mezclado. Con períodos prolongados de operación, los sólidos acumulados pueden reducir el funcionamiento hidráulico del reactor, esto se caracteriza por una reducción de la actividad microbiológica y por cortos circuitos en el flujo.

Por otro lado, las bajas concentraciones de biomasa y los reducidos tiempos de retención celular ( $TRC=\theta_c$ ) de operación, provocan que el proceso sea susceptible a efectos tóxicos y choques por cargas orgánicas. Si la alimentación de un tóxico es por un período corto, mediante un tiempo de retención hidráulico ( $TRH=\theta$ ) grande, se puede proteger al proceso mediante la dilución del tóxico a niveles menos dañinos.

Para el control del proceso se recomienda el monitoreo que incluya los siguientes parámetros: pH, temperatura, alcalinidad, sólidos, DQO, producción y composición del biogas.

Las cargas orgánicas aplicadas a este tipo de reactores, generalmente, se expresan en términos de los sólidos volátiles.

Cuando los reactores de mezcla completa sufren una desestabilización por un choque orgánico, durante el período de recuperación, se deberá reducir la carga. Este proceso se emplea para tratar desechos, con alta concentración de sólidos y las cargas orgánicas típicas aplicadas van de 0.5 a 6.0 kg SSV/m<sup>3</sup>d. Si se compara con otros procesos anaerobios, las cargas orgánicas volumétricas, expresadas en términos de DQO, están en el intervalo de 1 a 10 kg DQO/m<sup>3</sup>d. La tabla 2 muestra las principales ventajas y desventajas que presentan los reactores de mezcla completa (Eckenfelder, W. *et al*, 1992).

**TABLA 2.** Ventajas y desventajas de los reactores completamente mezclados de crecimiento en suspensión (Eckenfelder, W. *et al*, 1992).

VENTAJAS	DESVENTAJAS
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Apropriado para tratar desechos con altos niveles de sólidos suspendidos</li> <li>• Es adecuado para usarse en desechos con muy altas concentraciones de material orgánico soluble</li> <li>• Permite condiciones uniformes de sustrato, temperatura y pH</li> <li>• Fácil de muestrear</li> <li>• Las sustancias tóxicas pueden diluirse a niveles de efecto mínimo</li> <li>• Con un buen mezclado se disminuye la acumulación de volúmenes de lodo muerto y el taponamiento</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Se requiere de grandes volúmenes de reactor para cubrir las necesidades de TRC</li> <li>• El mezclado se dificulta en influentes con alto contenido de sólidos suspendidos</li> <li>• Las eficiencias de tratamiento son bajas debido a la presencia de sustrato no degradable y microorganismos anaerobios en el efluente del reactor</li> <li>• La estabilidad del proceso es limitada cuando se mantiene a cortos TRC</li> </ul>

### 4.3. ASPECTOS GENERALES DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

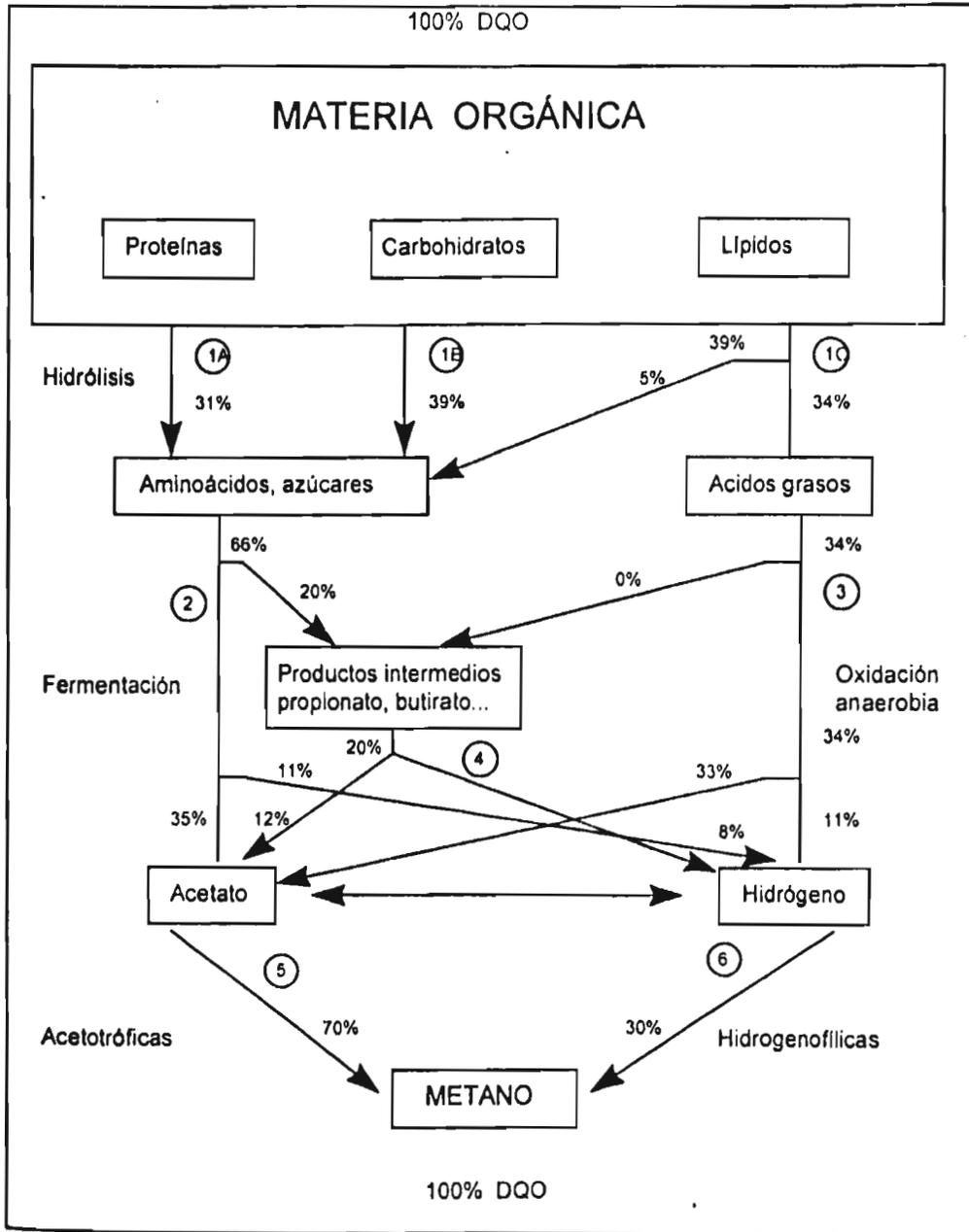
La mineralización de la materia orgánica por un sistema microbiológico mixto en condiciones de ausencia de oxígeno, se denomina digestión anaerobia. El esquema más ampliamente aceptado de la digestión anaerobia de un sustrato complejo con materia orgánica en suspensión, es el que involucra tres etapas: hidrólisis y fermentación, acetogénesis y metanogénesis.

La degradación anaerobia involucra básicamente tres grupos de bacterias:

- Hidrolíticas y fermentativas
- Acetógenas
- Metanógenas acetoclásticas y metanógenas hidrogenófilas

El flujo de sustratos pasa por seis distintos procesos de conversión, incluidos en las tres etapas :

- 1) **Hidrólisis (ruptura) y fermentación**
  - a. Hidrólisis de polímeros (proteínas, carbohidratos y lípidos)
  - b. Fermentación de aminoácidos y azúcares
- 2) **Acetogénesis (producción de ácido acético)**
  - c. Oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes ( $\beta$ -oxidación)
  - d. Oxidación anaerobia de productos intermedios como ácidos grasos volátiles (AGV's) excepto el acetato
- 3) **Metanogénesis (generación de metano)**
  - e. Conversión de acetato a metano
  - f. Formación de metano a partir de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2$



**FIGURA 1.** Diagrama del proceso de conversión de la materia orgánica particulada a metano (Gujer & Zehnder, 1983).

#### 4.4. FACTORES AMBIENTALES QUE AFECTAN LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

Los microorganismos involucrados en la digestión anaerobia requieren condiciones ambientales específicas, para su crecimiento y actividad óptima, que se verán manifestadas en un incremento de la biomasa, así como en altos porcentajes de remoción de materia orgánica. Entre los parámetros ambientales más importantes que inciden en la digestión anaerobia, se encuentran la temperatura, pH, alcalinidad, nutrientes y compuestos tóxicos.

- **Temperatura**

La temperatura a la que opera un reactor influye de manera importante en la actividad de la biomasa, dado que las reacciones bioquímicas son directamente afectadas por este parámetro. Los microorganismos anaerobios se dividen de acuerdo con su temperatura, en tres categorías: **psicrófilos** (inferior a 20°C), **mesófilos** (20 a 40°C) y **termófilos** (45 a 65°C). Las bacterias metanogénicas mesófilas tienen una temperatura óptima de 37°C, con límites entre 30 y 40°C (McCarty, 1964), en este rango es donde se presenta el mayor desarrollo de biomasa (Rojas, 1988). Sin embargo, estas bacterias pueden adaptarse para operar fuera de ese intervalo, aunque con eficiencias menores.

- **pH y Alcalinidad**

El pH en los reactores anaerobios ejerce una gran influencia sobre la actividad de los microorganismos. El tratamiento anaerobio puede desarrollarse correctamente dentro de un pequeño intervalo de variación en el pH, 6.2 a 7.8 con el óptimo entre 7.0 y 7.2 (McCarty, 1964). Fuera de este rango, la digestión puede continuar aunque en forma muy ineficiente hasta un pH de 6.2 en donde las bacterias metanogénicas son afectadas severamente (Jonguitud *et al*, 1982).

En el caso de las bacterias acidogénicas el pH óptimo está entre 5 y 6.5 y, para las metanógenas debe estar arriba de 6.5. Por tanto, el pH de un reactor debe mantenerse en un intervalo de 6.5 a 7.5. Las bacterias acidogénicas poseen una mayor actividad que las metanogénicas, lo cual puede provocar bajas en el pH por acumulación de ácidos. El sistema reacciona ante este tipo de situaciones mediante la alcalinidad que es su medio amortiguador. Una alcalinidad relativamente grande (superior a 1000 mg/l) es indispensable para evitar cambios repentinos en el pH (Rojas, 1988; Jonguitud *et al*, 1982) y, permitir que el sistema pueda seguir operando.

- **Nutrientes**

La digestión anaerobia por ser un proceso biológico requiere además de la fuente de carbono, nutrientes inorgánicos esenciales para el desarrollo de las bacterias y las síntesis de nueva biomasa, así como para incrementar la actividad específica de utilización de sustrato. Los nutrientes esenciales son el nitrógeno y fósforo (macronutrientes). El requerimiento de nitrógeno para el proceso anaerobio es una pequeña fracción, entre 20 y 50%, de aquel requerido para el proceso aerobio. A su vez el requerimiento de fósforo es aproximadamente el 15% del requerimiento de nitrógeno. El contenido de azufre en las células anaerobias es aproximadamente el 2.6% -materia orgánica seca- (Speece, 1983). La relación C:N:P:S, está definida por la síntesis celular, dicha relación para el caso de la anaerobiosis es 350:5:1:1 (Rojas, 1988), mientras que las bacterias aerobias es 100:5:1:1. Esto se debe a que los organismos anaerobios presentan una menor síntesis celular.

- **Nutrientes traza**

Además de la adición de nitrógeno y fósforo, se han identificado otros elementos necesarios para la actividad de las bacterias metanógenas, denominados micronutrientes, o nutrientes traza, que se requieren en concentraciones de mg/l.

En muchos estudios de tratamiento anaerobio, la causa de malos resultados (aparentemente) fue la ausencia de nutrientes traza, entre los cuales hierro, cobalto, níquel han sido probados como nutrientes obligatorios prioritarios. El hierro, cobalto y níquel se requieren en concentración de 0.5-1.0, 0.1-0.2 y 0.2-0.4 mg/l, respectivamente (Speece, 1983).

El molibdeno se ha identificado como inhibidor de la actividad de las bacterias sulfatorreductoras a bajas concentraciones. Una concentración de 420 mM estimula la conversión de ácido acético a metano y, además activa a las enzimas involucradas en la degradación de materia orgánica. Otro elemento esencial para el desarrollo microbiano, es el azufre. Los sulfuros son la mayor fuente de este elemento, el cual juega un doble papel: a bajas concentraciones estimula la actividad metanógena y, a elevadas concentraciones (100 a 150 mg/l) la inhibe. La concentración óptima de sulfuro de hidrógeno no ionizado, reportado en la literatura para el crecimiento metanógeno, varía de 1 a 25 mg/l (Speece, 1983). Además los sulfuros pueden causar la precipitación del hierro, cobalto y níquel. Generalmente, estos elementos están presentes en cantidad suficiente en las aguas residuales. Sin embargo, es aconsejable analizar en el efluente del reactor los niveles residuales de estos elementos en forma soluble.

Van Der Berg y Lentz, 1970, reportan que cuando se tratan aguas residuales de Industrias alimentarias con alta carga orgánica se requiere adicionar frecuentemente nutrientes para incrementar la digestión anaerobia, por lo que la adición de 1.5 kg de extracto de levadura/m<sup>3</sup> aumenta la degradación anaerobia en el reactor, debido a que contiene una alta fracción de minerales. El extracto de levadura es frecuentemente usado como proveedor de nutrientes traza (Speece, 1983). La tabla 3 presenta la concentración de algunos metales nutrientes en función de la DQO del agua residual.

**TABLA 3.** Metales nutrientes requeridos por la biomasa anaerobia en función de la concentración de DQO en el agua.

ELEMENTOS	CONCENTRACIÓN DEL METAL (mg/l)	
	10 g DQO/L	50 g DQO/L
Fe	0.5 -- 20	03 -- 100
Ni	0.05 -- 3	0.3 -- 15
Co	0.05 -- 2	0.3 -- 10
Mo	0.01 -- 0.05	0.05 -- 0.2

Por último, debe considerarse que el efecto de algunos cationes sobre los microorganismos dependen en gran medida de la concentración y forma en que éstos se encuentren en el reactor. Una mezcla de estos cationes puede ocasionar efectos más complejos, dado que interactúan de forma antagónica disminuyendo la toxicidad, o bien sinérgica, aumentándola. La tabla 4 resume las características inhibitorias reportadas para una serie de compuestos inorgánicos.

**TABLA 4.** Concentración de elementos inhibitorios en microorganismos anaerobios, (Eckenfelder W., *et al*, 1992).

ELEMENTO	MODERADAMENTE INHIBITORIO (mg/l)	FUERTEMENTE INHIBITORIO (mg/l)
Sodio	3500 - 5500	8000
Potasio	2500 - 4500	12000
Calcio	2500 - 4500	8000
Magnesio	1000 - 1500	3000
Amonio - NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	1500 - 3000	3000
Sulfuro	200	200
Cobre		0.5 soluble
Cromo (IV)		50 -70 total
Cromo (III)		2.0 soluble
Níquel		3.0 total
Zinc		1.0 soluble

- **Compuestos tóxicos**

La presencia de sustancias tóxicas, provocan la inhibición de la actividad de las bacterias metanógenas, y de otros microorganismos involucrados en el proceso de la digestión anaerobia. Sin embargo, los tóxicos presente en el agua residual con frecuencia están en concentraciones bajas, por lo cual el efecto que ejercen sobre los organismos metanógenos es bacteriostático reversible. Los compuestos tóxicos se pueden agrupar en tres categorías:

1. Aquéllos cuya toxicidad está relacionada con el pH, por ejemplo los ácidos grasos volátiles, amoníaco y ácido sulfhídrico.
2. Compuestos con una toxicidad inmediata y/o irreversible, como el tetracloruro de carbono, cloruro de etileno y cloruro de metilo en cuyo caso se habla de un efecto bactericida.
3. Sustancias que con un pequeño aumento de su concentración se vuelven tóxicos; como los iones metálicos (Rojas, 1988).

#### 4.5. INOCULACIÓN, VOLUMEN Y CARACTERÍSTICAS DEL INÓCULO

La selección de una fuente apropiada de inóculo para obtener un arranque rápido y disminuir el tiempo requerido para la formación inicial de la biopelícula o del grano. Generalmente, si es posible, debe utilizarse una flora bacteriana adaptada al agua residual de interés. Si esto no es posible el reactor puede inocularse con una mezcla de varios inóculos, para enriquecer y homogeneizar la comunidad bacteriana. Cuando se vaya a tratar un agua residual que contenga compuestos tóxicos o inhibitorios, se recomienda probar con varios inóculos. No hay reglas claras para estimar el volumen conveniente para inocular reactores anaerobios. Un intervalo entre 10 y 30% del volumen del reactor, puede considerarse aceptable. El volumen de inóculo y su concentración, asociado con la actividad metanogénica determinada permite fijar la carga orgánica del arranque.

TABLA 5. Diferentes tipos de inóculos

FUENTE (TIPO)	ACTIVIDAD METANÓGENA ESPECÍFICA (gDQO-CH <sub>4</sub> /gSSV.d)	CONCENTRACIÓN TÍPICA DE SSV EN EL LODO (g/l)
Lodo granular	0.5 a 1.5	70 a 120
Biopelícula en filtro anaerobio	0.4 a 1.2	No determinado
Lodos domésticos digeridos	0.02 a 0.2	15 a 40
Estiércol digerido	0.02 a 0.08	20 a 80
Lodo Fosa Séptica	0.01 a 0.07	10 a 50
Laguna Anaerobia	0.03	30
Estiércol fresco de puerco	0.001 a 0.02	30 a 140
Sedimento de laguna	0.002 a 0.02	20 a 50

#### 4.6. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS SISTEMAS AEROBIOS Y ANAEROBIOS

Entre los beneficios que presenta la digestión anaerobia se encuentra el de ser más económica que los procesos de tratamiento aerobio tanto en su instalación como en operación y mantenimiento (Lettinga *et al*, 1983; Speece, 1983).

Una de las ventajas del tratamiento anaerobio es la baja producción de lodos a diferencia de los procesos aerobios que generan cinco a diez veces más lodo. Asimismo, la energía contenida en el metano, obtenida por vía anaerobia puede ser utilizada como energía calorífica directamente o transformada a energía mecánica o eléctrica según las necesidades.

Otro punto es que el proceso aerobio requiere de suministro de oxígeno, lo que representa un costo energético importante. En cuanto a los lodos producidos en el proceso aerobio, éstos no están lo suficientemente estabilizados como para poder ser evacuados directamente, sin un tratamiento previo. Por tanto, se puede considerar la vía anaerobia como altamente eficiente en la conservación de energía, mientras que en la aerobia integral (agua y lodos), el dispendio energético es considerable.

Las cargas orgánicas que pueden recibir los reactores anaerobios fluctúan entre 10 y 20 kg DQO/m<sup>3</sup>d, mientras que en los aerobios son alrededor de 10 veces menores.

En la etapa en que encuentra actualmente la tecnología anaerobia son pocas las desventajas que no han podido ser superadas, siendo la más relevante el hecho de que el arranque del proceso es lento. Esto se explica por la baja síntesis celular que presentan los microorganismos anaerobios; para alcanzar la cantidad de biomasa necesaria para el correcto funcionamiento del reactor pueden pasar de 3 a 6 meses. Sin embargo, es posible acelerar esta etapa si se cuenta con el inóculo adecuado.

La tabla 6 presenta en forma resumida las ventajas y desventajas de los procesos anaerobio y aerobio.

**TABLA 6.** Ventajas y desventajas de los procesos de tratamiento aerobio y anaerobio (Eckenfelder W., *et al*, 1992).

PROCESO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
<b>AEROBIO</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alta eficiencia en la remoción de materia orgánica</li> <li>• Son procesos relativamente estables</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Requiere aeración</li> <li>• Produce 10 veces más lodo biológico</li> <li>• Inadecuado para tratar residuos líquidos con altos contenidos de materia orgánica</li> <li>• No soporta períodos largos sin alimentación</li> </ul>
<b>ANAEROBIO</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Menor producción de lodo biológico</li> <li>• Posibilidad de tratar desechos con alto contenido de materia orgánica</li> <li>• Utilización del metano para producir energía</li> <li>• Períodos prolongados sin alimentación</li> <li>• El lodo biológico en el rango termofílico</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Lentitud en el arranque</li> <li>• Adaptación lenta a variaciones en la alimentación</li> <li>• Dificultad en su control</li> <li>• Productos reducidos en el efluente (requiere un postratamiento)</li> <li>• Complejidad en el sistema de distribución</li> <li>• Dificultad en la construcción si son profundos</li> <li>• El agua resultante contiene una alta cantidad de amonio</li> </ul>

#### 4.7. PARÁMETROS FÍSICO-QUÍMICOS DE MONITOREO DE LOS PROCESOS ANAEROBIOS

El proceso de la digestión anaerobia se puede esquematizar como un proceso de tres fases líquida-sólido-gas. Cada fase está fuertemente relacionada con las otras dos, algunas veces la información de una prueba puede estar directamente influenciada por el estado de las otras.

##### ***Monitoreo de la Fase Líquida***

Los principales parámetros con los cuales se evalúa la fase líquida son:

- Materia orgánica
- Ácidos grasos volátiles
- Potencial de óxido-reducción
- pH
- Alcalinidad y la Relación  $\alpha$  (Alfa)

##### ***Monitoreo de la Fase Gas***

Los parámetros usados para evaluar la fase gaseosa son la producción y composición biogas y, más específicamente, el rendimiento de metano que es un buen indicador del estado metabólico del reactor. Bajas producciones de metano, relacionada con la concentración de materia orgánica en el influente, son una señal de la acumulación de ácidos solubles en la fase líquida. Desafortunadamente, esto es solo el resultado de un desequilibrio más que un aviso de ello. Los principales gases en esta fase del reactor anaerobio son metano y bióxido de carbono. Las variaciones en las proporciones de ambos gases son típicos de desequilibrio en el reactor. Estos gases son buenos indicadores de las complejas reacciones que ocurren en las otras fases del reactor pero su cuantificación requiere de equipo muy sofisticado.

**Monitoreo de la Fase Sólida**

Para la adecuada operación y control de un reactor anaerobio, es necesario la evaluación periódica de la biomasa bacteriana (lodos), mediante algunos parámetros que reflejen el estado del lodo anaerobio, entre los que se encuentran: la actividad metanógena específica, el número más probable de bacterias (NMP), la granulometría así como su índice volumétrico de lodos y velocidad de sedimentación.

**4.8. APLICACIONES DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA**

Desde hace poco tiempo la vía anaerobia recibe la debida atención como una alternativa de tratamiento de aguas residuales. Esta creciente popularidad puede deberse a que el tratamiento anaerobio combina un importante número de beneficios con pocos inconvenientes en comparación con los sistemas convencionales (Lettinga, *et al*, 1983). En la tabla 7, se muestran los niveles típicos del funcionamiento del tratamiento anaerobio.

**TABLA 7.** Niveles típicos del funcionamiento del tratamiento anaerobio, (Eckenfelder W., *et al*, 1992).

PARÁMETRO	VALOR TÍPICO
Remoción DBO	80 a 90%
Remoción DQO (mg/l)	1.5 x DBO removida
Producción de biogas (TPN)	0.5 m <sup>3</sup> /kg DQO removida
Producción de metano (TPN)	0.35 m <sup>3</sup> /kg DQO removida
Producción de lodo	0.05 a 0.1 kg SSV/kg DQO removida

TPN: Temperatura y Presión, Condiciones Normales

La digestión anaerobia ha sido aplicada a efluentes tales como lodos de aguas residuales, aguas de desecho de procesadoras de alimentos, aguas de desechos muy diluidas e incluso a efluentes más complejos como los de la industria del papel y de la farmacéutica. Las bacterias anaerobias también han sido capaces de biodegradar sustancias tóxicas a concentraciones bajas y medias (fenol 2000 mg/l, formaldehído 400 mg/l) con una aclimatación previa (Speece, 1983). La tabla 8 muestra sustratos degradables por vía anaerobia.

**TABLA 8.** Sustratos degradables por biotecnología anaerobia, (Speece, 1983).

Acetaldehído	Ácido isobutírico	Caña de azúcar
Anhídrido acético	Isopropanol	Bagazo
Acetona)ácido acrílico	Ácido láctico	Abono orgánico
Ácido adípico	Ácido maleico	Madera
Anilina	Metanol	Paja
1-amino-2-propanol	Acetato de metilo	Lirio acuático
Ácido 4-amina butírico	Acrilato de metilo	Goma guar
Ácido benzoico	Metil-etil-cetona	Algas marinas
Butanol	Formato de metilo	Desechos animales
Butaraldehído	Nitrobenceno	Suero del queso
Glicerol-butileno	Pentaeritritol	Desechos de pera
Catecol	Pentanol	Desechos pectínicos
Cresol	Fenol	Desechos de carnes
Crotoaldehído	Ácido ftálico	Maíz molido
Ácido crotónico	Propanal	Lecherías
Ácido diacetona glusónico	Propanol	Cervecerías
Ácido dimetoxi-benzoico	Alcohol isopropílico	Desechos de destilerías de ron
Etanol	Propionato	Aguas con polímeros solubles
Acetato de etilo	Propileno glicol	Desechos de destilerías de vino
Acrilato de etilo	Resorcinol	Blanqueado de frijol
Ácido ferúlico	2-Butanol	Pulpa de papel
Formaldehído	2-Butalamina	Fábrica de coque
Ácido fórmico	Ácido sórbico	Pirólisis de H <sub>2</sub> CO
Ácido fumárico	Ácido succínico	Limpieza de la lana
Ácido glutámico	4-butanol	Desechos de curtidos
Ácido glutárico	Ácido vanílico	Levadura
Glicerol	Acetato de vinilo	Lodos activados de purga
Ácido hexanoico	Maíz	
Hidroquinona	Papa	

#### 4.9. PRUEBAS DE TRATABILIDAD

Los procesos anaerobios se han convertido en uno de los procedimientos más adecuados para el tratamiento de efluentes especialmente con alta carga orgánica. Antes de comenzar el diseño del tratamiento anaerobio para efluentes industriales es conveniente realizar pruebas de tratabilidad que permiten evaluar (Field, J., Sierra, R. y Lettinga, G., 1988) :

- La determinación de algunos parámetros tecnológicos del proceso, con los cuales se efectúa correctamente el diseño del prototipo.
- La biodegradabilidad anaerobia del agua residual o de alguno de sus componentes.
- La toxicidad del agua residual (o de alguno de sus componentes) sobre los grupos microbianos responsables de cada una de las etapas del proceso anaerobio que resultan fundamentales en la caracterización previa de un agua residual, especialmente de origen industrial.

#### 4.10. CONSTANTES CINÉTICAS

Para la descripción de la cinética de los procesos biológicos, se aplican ecuaciones de primer, segundo y más orden. Uno de los más ampliamente utilizados es el Modelo Cinético de primer orden de Monod:

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S}$$

donde :

$\mu$  = tasa de crecimiento específico, tiempo<sup>-1</sup>

$\mu_m$  = tasa de crecimiento específico máxima, tiempo<sup>-1</sup>

$S$  = concentración limitante de sustrato, masa/unidad de volumen

$K_s$  = constante de velocidad media, masa/unidad de volumen

El procedimiento usual para la determinación de las constantes cinéticas, consiste en hacer funcionar reactores a escala de laboratorio o sistemas a escala de planta piloto, dentro de un intervalo de concentraciones de sustrato del efluente, por consiguiente, deben seleccionarse varios valores de  $\theta_c$  (tiempo de retención celular), (al menos cinco) para intervalos entre 1 y 10 días. Utilizando los datos obtenidos (Metcalf & Eddy, 1985) y aplicando la ecuación de Monod se calculan los valores de las constantes cinéticas.

Utilizando el modelo cinético de primer orden de Monod, para un Reactor de Mezcla Completa, y estableciendo balance de masas para el sustrato y la biomasa tenemos :

$$\frac{X\theta}{(S_0 - S)} = \left( \frac{K_s}{k S} \right) + (1/k)$$

$$y = bX + a$$

donde:

$X$  = concentración de microorganismos en el licor mezclado, SSV mg/l

$\theta_c = \theta$  = tiempo de retención celular, días

$S_0$  = concentración del influente, DQO mg/l

$S$  = concentración del efluente, DQO mg/l

$k$  = constante de velocidad de reacción, días<sup>-1</sup>

$K_s$  = constante de velocidad media, DQO mg/l

Los valores de  $K_s$  y  $k$  pueden determinarse representando gráficamente el término  $[X\theta/(S_0 - S)]$  respecto a  $(1/S)$ . Se deduce que el valor de la ordenada en el origen es igual a  $(1/k)$  y la pendiente en la curva es  $(K_s/k)$ .

Los valores de  $Y$  y de  $k_d$  pueden determinarse utilizando la siguiente ecuación :

$$\begin{aligned} (1/\theta_c) &= Y [(S_0 - S) / (X\theta)] - k_d \\ y &= bX + a \end{aligned}$$

donde:

$Y$  = coeficiente de crecimiento, mg SSV/mg DQO

$k_d$  = coeficiente de descomposición endógena, días<sup>-1</sup>

Para determinar  $Y$  y  $k_d$ , se representa gráficamente el término de  $(1/\theta_c)$  respecto a  $[(S_0 - S) / (X\theta)]$ . La pendiente de la curva es igual a  $Y$ , y la ordenada en el origen es igual a  $k_d$ .

Para determinar el coeficiente  $\mu_m$ , se utiliza la siguiente ecuación:

$$\mu_m = k Y$$

## CAPÍTULO 5. *M E T O D O L O G Í A*

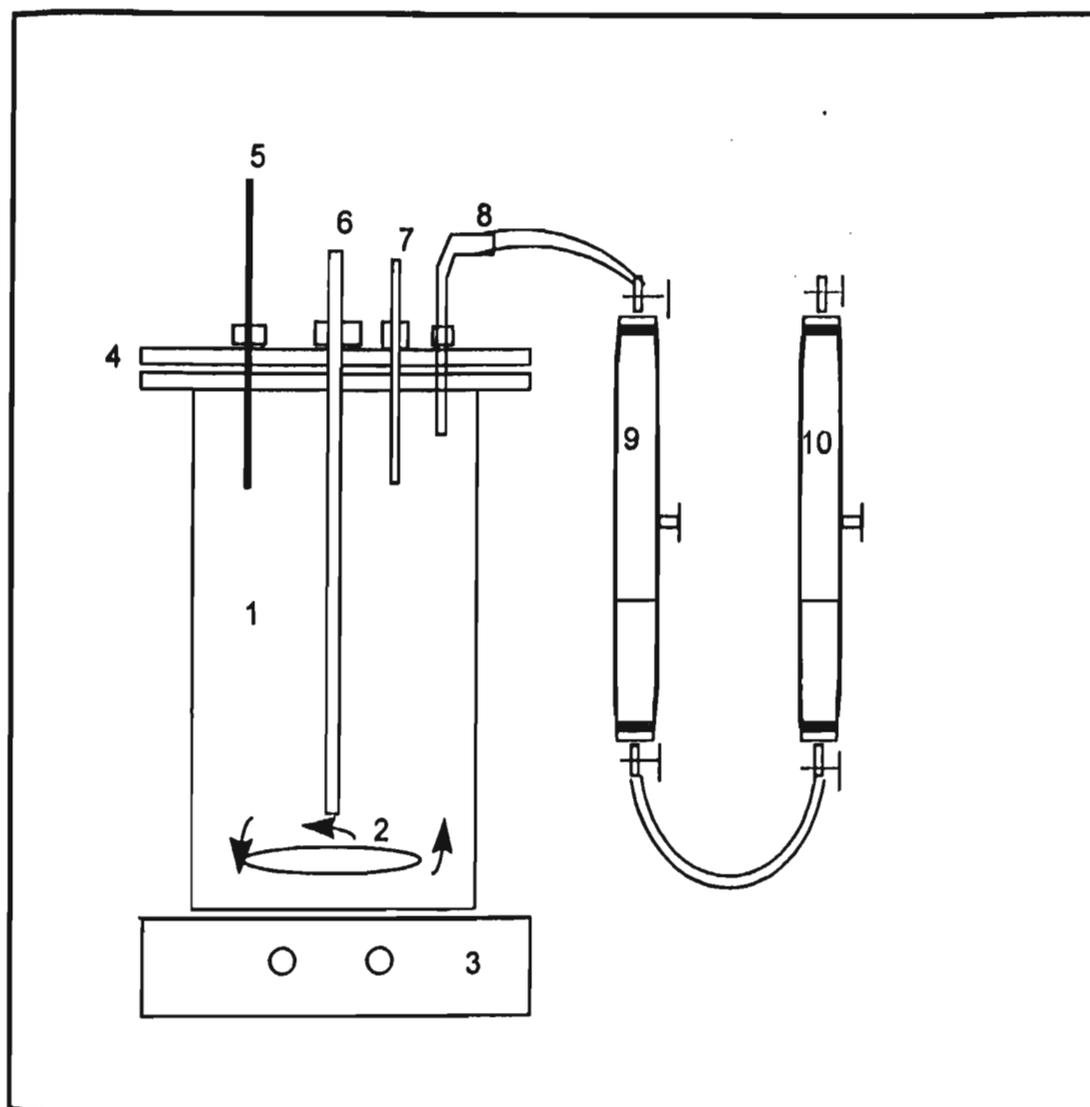
### 5.1 DESCRIPCIÓN DE LA INSTALACIÓN EXPERIMENTAL

La instalación experimental consiste en tres reactores de vidrio completamente mezclados los cuales tienen una capacidad de 2700 ml, colocados sobre parrillas de agitación y dentro de un sistema para mantener una temperatura de 35 - 37°C.

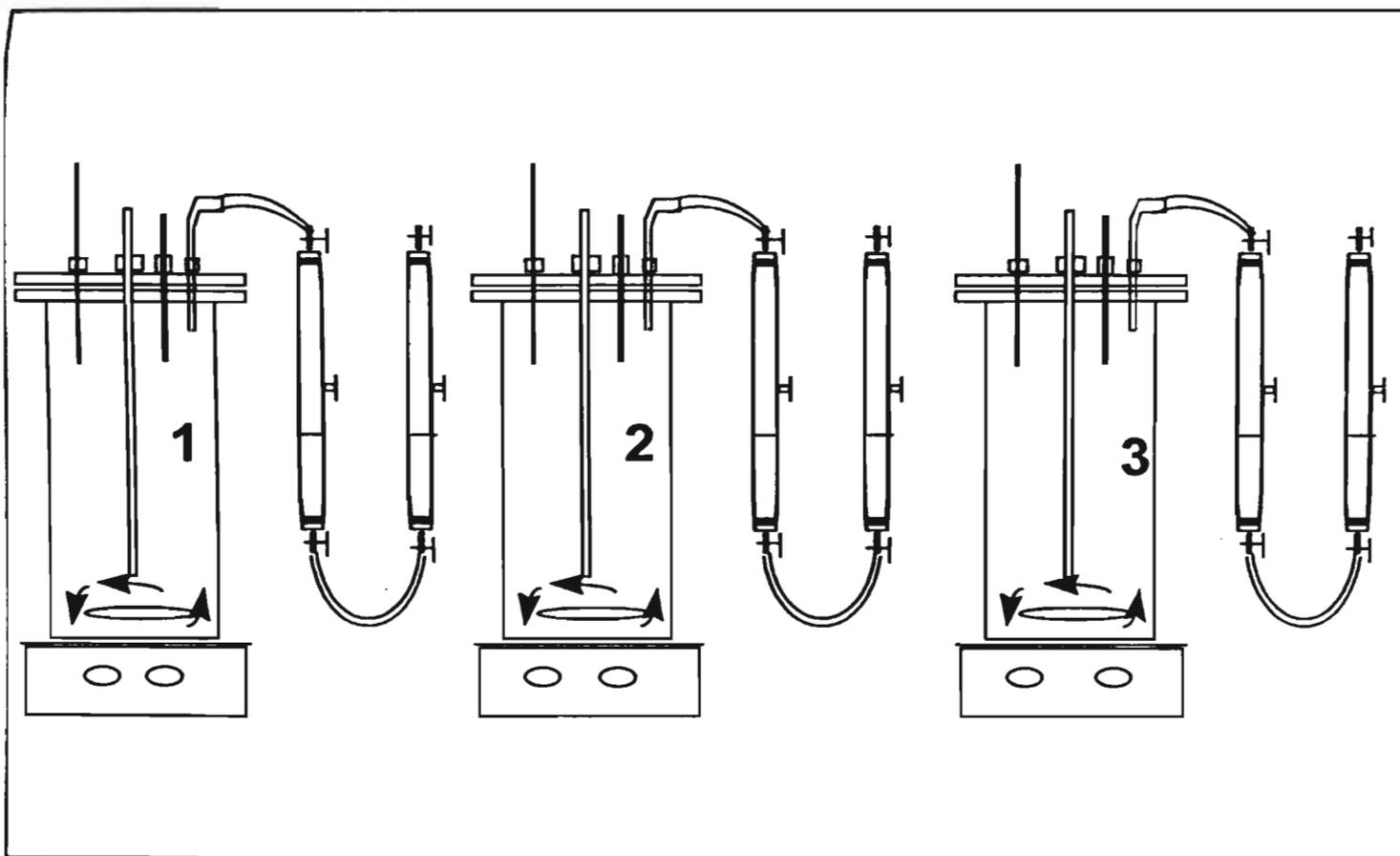
La tapa de cada reactor consta de cuatro entradas; en la primera está colocado un termómetro el cual nos indica la temperatura dentro del reactor, en la segunda se encuentra el tubo de alimentación a través del cual se introduce el agua residual, en la tercera el tubo de muestreo, del cual se extrae el agua residual para realizarle los diversos análisis, en la cuarta está el tubo de conducción para el biogas, a través de él se desplaza el biogas generado hacia el depósito para su medición y almacenamiento; cada uno de ellos insertado en un tapón de látex y completamente sellados con silicón. A su vez las tapas del reactor están totalmente selladas. La agitación se realizó a través de un agitador magnético colocado dentro de los reactores y cada reactor montado sobre una parrilla eléctrica de agitación. La instalación también consta de un tubo para recoger el gas y un tubo equilibrante,

En la figura 2 se observa un diagrama de la instalación de un reactor anaerobio de mezcla completa.

En la figura 3 se observa un diagrama de la instalación de los tres reactores de mezcla completa .



**FIGURA 2.** Partes que conforman un Reactor anaerobio de mezcla completa :  
1. Cuerpo del Reactor, 2. Agitador Magnético, 3. Parrilla eléctrica agitadora, 4. Tapa del Reactor, 5. Termómetro, 6. Tubo de alimentación, 7. Tubo de extracción, 8. Conducto de gas, 9. Tubo para almacenar el Biogas, 10. Tubo equilibrante.



**FIGURA 3.** Esquema de la Instalación de los reactores anaerobios de mezcla completa utilizados para las pruebas de Tratabilidad: 1. Reactor 1 con TRH de 7 días, 2. Reactor 2 con TRH de 3 días, 3. Reactor 3 con TRH de un día.

## 5.2 MÉTODOS ANALÍTICOS

Los parámetros de control diario son: el pH, la temperatura y la acumulación de biogas, tres veces a la semana se toman muestras del influente y efluente y se determina DQO<sub>5</sub>, así como también la concentración de SST y SSV en el reactor. También se realizaron análisis de ácidos grasos volátiles, nitrógeno total kjedahl, nitrógeno amoniacal, nitrógeno orgánico, nitratos y fósforo.

Todos los análisis se realizaron de acuerdo al Standard Methods, 17 edición (APHA, 1989). Los análisis para el contenido de orgánicos volátiles en el agua problema se hicieron por GC/HS/MS de acuerdo al método EPA 624.2. Los compuestos extractables fueron analizados con el método GC/MS EPA 625.2.

## 5.3 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

Las pruebas de tratabilidad tuvieron una duración de 148 días, y consistieron de las siguientes etapas: **1) Inoculación y arranque**, **2) Adaptación y estabilización**. Los tiempos de retención hidráulico (TRH =  $\theta$ ) para cada uno de los reactores fueron diferentes: para el reactor 1 (R1) de 7 días, reactor 2 (R2) de 3 días y para el reactor 3 (R3) de 1 día, la agitación fue constante. La temperatura se mantuvo de 35-37°C y el volumen de operación de cada reactor es de 2.4 litros. La alimentación de los reactores fue semicontinua y consistió de 200 ml de agua residual-problema, efectuándose de la siguiente manera: R1 se alimentaba cada 7 días, el R2 cada 3 días y el R3, diariamente. En todos ellos, el agua residual-problema se añade después de retirarles el mismo volumen de líquido.

### 5.3.1. Inoculación y Arranque

El arranque de reactores biológicos es una actividad delicada y sumamente importante para lograr el éxito del proyecto y planta de tratamiento. Durante esta fase, la biomasa se reproduce y se adapta al agua residual, por lo que es un período necesariamente inestable y de transición. Debido a las bajas tasas de generación de los microorganismos anaerobios, el arranque de este tipo de reactores es aún más lento y delicado, por lo que requiere de un inóculo adecuado. Es necesario que el volumen de lodo inóculo sea lo más grande posible, y que tenga suficiente actividad y adaptación a las propiedades específicas del agua residual.

El arranque está influenciado por la concentración y composición de las aguas residuales, el volumen, la actividad y adaptación del inóculo, parámetros ambientales (pH, temperatura, nutrientes y elementos traza), parámetros de operación (carga orgánica, TRH y mezclado) y por último la configuración del reactor (geometría y tamaño) todos estos parámetros presentan una interacción muy estrecha.

Para la etapa de inoculación se utilizó lodo generado en un reactor anaerobio de mezcla completa, con un volumen de 25 litros. Se acondicionó y alimentó durante seis meses con agua residual procedente la industria químico-farmacéutica en estudio.

Para inocular los reactores de la prueba de tratabilidad con capacidad de 2.7 l cada uno, se tomaron 4.5 l de inóculo del reactor de 25 l de mezcla completa y a cada uno se le agregó 1.5 l de inóculo y 0.9 de agua residual doméstica debido a que los reactores de la prueba de tratabilidad operaron con un volumen de 2.4 l. A continuación se sellaron completamente las tapas de los reactores con silicón, se colocaron las pinzas para sujetar las tapas, todo esto para evitar la entrada de oxígeno y la salida de gas. Se mantuvieron un día sin agitación a una temperatura de 35°C, posteriormente se inició la agitación.

### 5.3.2. Adaptación y Estabilización

La adaptación y estabilización, tuvo una duración de 148 días. Inicialmente los reactores se alimentaron con agua residual de 19,314 mg/l DQO. Para seleccionar la concentración ( DQO, mg/l) de alimentación, ésta se aumentó gradualmente para evitar la desestabilización del sistema.

En esta etapa se tuvieron 9 fases durante las cuales se trabajaron diferentes concentraciones de DQO, en el influente :

- 1). **Fase 1.** Influyente de 19,314 mg/l DQO. Duración 8 días.
- 2). **Fase 2.** Influyente de 18,897 mg/l DQO. Duración 6 días.
- 3). **Fase 3.** Influyente de 17,158 mg/l DQO. Duración 10 días.
- 4). **Fase 4.** Influyente de 16,266 mg/l DQO. Duración 5 días.
- 5). **Fase 5.** Influyente de 14,755 mg/l DQO. Duración 33 días.
- 6). **Fase 6.** Influyente de 15,712 mg/l DQO. Duración 15 días.
- 7). **Fase 7.** Influyente de 16,717 mg/l DQO. Duración 8 días.
- 8). **Fase 8.** Influyente de 17,260 mg/l DQO. Duración 13 días.
- 9). **Fase 9.** Influyente de 20,205 mg/l DQO. Duración 50 días.

## CAPÍTULO 6. R E S U L T A D O S

### 6.1. CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL DE LA INDUSTRIA QUÍMICO-FARMACÉUTICA EN ESTUDIO

El agua residual con la cual se realizó el estudio, proviene de una empresa farmacéutica de síntesis orgánica, ubicada en la Ciudad Industrial del Valle de Cuernavaca (CIVAC) en el Estado de Morelos. La actividad principal de la empresa es la producción de antihelmínticos. Los principales productos son: albendazole, oxibendazole y halofantrine. De acuerdo a datos de la empresa el volumen de descarga de su agua residual proveniente de los procesos industriales es de 120,000 m<sup>3</sup>/año.

En la tabla 9 se muestran las características físico-químicas del agua residual durante el período de la experimentación, como se puede apreciar, el agua es de alta carga orgánica, hasta 30 g/l de DQO. La salinidad del agua residual es alta y varía desde 8 hasta 22 g/l, esto fue un factor inhibitorio para la biodegradación de la materia orgánica.

**TABLA 9.** Características físico-químicas del agua residual de la industria químico-farmacéutica en estudio.

PARÁMETROS	UNIDADES	CONCENTRACIÓN PROMEDIO (SEPT.-1995/ABRIL-1996)
pH	Unidades de pH	≅ 7.0
Sólidos suspendidos totales	mg/l	40 - 1,500
Sólidos suspendidos volátiles	mg/l	30 - 300
Sólidos disueltos totales	mg/l	12,000 - 28,600
Sólidos disueltos volátiles	mg/l	4,000 - 6,500
Demanda química de oxígeno	mg/l	18,000 - 30,000
Sulfatos	mg/l	60 - 650
Nitrógeno total	mg/l	1,600 - 4,500
Nitrógeno amoniacal	mg/l	1,000 - 2,400
Nitrógeno orgánico	mg/l	600 - 2,000
Fosfatos	mg/l	4.0 - 9.0
Nitratos	mg/l	0.1 - 0.5
Sulfuros	mg/l	1.0 - 5.0

Otro problema de las aguas residuales estudiadas es el alto contenido de nitrógeno, del cual de 40-70% es amoniacal. El nitrógeno amoniacal cuya concentración varía de 1.0-2.4 g/l y fue moderadamente inhibitorio para las bacterias metanogénicas. La concentración de los sulfatos (1-5 mg/l) en el efluente industrial está en rangos aceptables para el funcionamiento normal de los procesos anaerobios. El contenido de fósforo es de 4-9 mg/l.

La tabla 10, muestra los resultados de los análisis de orgánicos volátiles y compuestos extractables, se observa que el agua residual contiene xenobióticos tóxicos difícilmente biodegradables.

**TABLA 10 .** Resultados de análisis de los compuestos orgánicos.

PARÁMETROS	UNIDADES	CONCENTRACIÓN
<b>COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES</b>		
2-4-dimetil-3-pentanona	mg/l	106.480
4-metil-3-pente-2-ona	mg/l	478.775
Decano	mg/l	26.020
Tolueno	mg/l	50.250
Cloruro de metilo	mg/l	4.595
2-propano	mg/l	265.240
Cloroformo	mg/l	11.950
2,2,5-trimetil-hexano	mg/l	685.484
p-xileno	mg/l	93.850
Oxileno	mg/l	6.780
<b>COMPUESTOS EXTRACTABLES</b>		
4-metil-2-ona-3-penteno	mg/l	170.781
4-metil-4-hidroxi-2-pentanona	mg/l	130.054
4-metil-4-metoxi-2-pentanona	mg/l	52.869
3-nitrobenzenamina	mg/l	15.861
acetato de 2,3 dimetoxifenol	mg/l	11.334
hidrazinacarbotoiamina	mg/l	49.440
4-hexiloxi-benzenamina	mg/l	21.887
4,4,5,5-tetrametil-2,7-octanediona	mg/l	27.547

## **6.2. RESULTADOS DEL MUESTREO DEL SISTEMA EXPERIMENTAL: DATOS DE LA DETERMINACIÓN DE: DQO, SST, SSV Y ANÁLISIS ESTADÍSTICO.**

En la tabla 11 se muestran los datos promedio de la determinación de DQO del influente y efluente de los reactores (R1,R2 y R3) para cada una de las fases.

En la tabla 12 se muestran los datos promedio de la determinación de SST y SSV de los reactores (R1, R2 y R3) para cada una de las fases.

En la tabla 14 se muestran los datos de la determinación de DQO del sistema experimental. En la tabla 15 se muestra el análisis estadístico de los datos de la tabla 14.

En la tabla 16 se muestran los datos de la determinación de SST y SSV del sistema experimental, se observa el crecimiento gradual de la biomasa. Inicialmente el reactor 1 (R1) tuvo una concentración de 2,100 mg/l de SSV, el reactor 2 (R2) de 1,900 mg/l de SSV y el reactor 3 (R3) de 1,900 mg/l de SSV. Al final del experimento, en la fase 9, de la etapa de estabilización, las concentraciones en promedio fueron: R1 de 2,400 mg/l de SSV, R2 de 2,250 mg/l de SSV y para el R3 de 2,250 mg/l de SSV.

En la tabla 17 se muestra el análisis estadístico de los datos de la tabla 16.

**TABLA 11. DATOS PROMEDIO DE LA DETERMINACIÓN DE DQO EN CADA FASE**

FASE No.	TIEMPO DE DURACIÓN, (Días)	INFLUENTE (DQO, mg/l)	CONCENTRACIÓN, (DQO, mg/l)		
			R1	R2	R3
1	0 - 8	19,314	15,451	16,030	16,610
2	9 - 14	18,897	13,984	14,550	14,739
3	15 - 25	17,158	12,011	12,697	13,384
4	26 - 29	16,266	10,410	11,386	12,037
5	30 - 62	14,755	8,853	9,277	9,370
6	63 - 77	15,712	7,660	8,132	8,838
7	78 - 85	16,717	7,188	7,857	8,526
8	86 - 98	17,260	6,567	7,465	8,285
9	99 - 148	20,205	6,000	6,700	7,200

Reactor 1 (R1) = 7 días TRH

Reactor 2 (R2) = 3 días TRH

Reactor 3 (R3) = 1 día TRH

**TABLA 12. DATOS PROMEDIO DE LA DETERMINACIÓN DE SST Y SSV EN CADA FASE**

FASE No.	TIEMPO DE DURACIÓN, (Días)	INFLUENTE (DQO, mg/l)	R1		R2		R3	
			SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV
1	0 - 8	19,314	4,620	2,100	4,180	1,900	4,180	1,900
2	9 - 14	18,897	4,785	2,175	4,235	1,925	4,345	1,975
3	15 - 25	17,158	4,675	2,125	4,400	2,000	4,378	1,990
4	26 - 29	16,266	4,730	2,150	4,455	2,025	4,422	2,010
5	30 - 62	14,755	4,400	2,200	4,000	2,000	4,000	2,000
6	63 - 77	15,712	4,830	2,300	4,410	2,100	4,410	2,100
7	78 - 85	16,717	4,701	2,310	4,510	2,148	4,431	2,110
8	86 - 98	17,260	4,800	2,400	4,300	2,150	4,200	2,100
9	99 - 148	20,205	4,080	2,400	3,825	2,250	3,825	2,250

SST = Sólidos Suspendidos Totales, mg/l

SSV = Sólidos Suspendidos Volátiles, mg/l

**TABLA 13. EFICIENCIA PROMEDIO DE REMOCIÓN DE DQO Y PRODUCCIÓN DE BIOGAS EN CADA FASE**

FASE No.	TIEMPO DE DURACIÓN, (Días)	INFLUENTE (DQO, mg/l)	% DE REMOCIÓN			PROD. DE BIOGAS, (l/d)		
			R1	R2	R3	R1	R2	R3
1	0 - 8	19,314	20.00	17.00	14.00	0.068	0.058	0.048
2	9 - 14	18,897	26.00	23.00	22.00	0.086	0.076	0.073
3	15 - 25	17,158	30.00	26.00	22.00	0.090	0.078	0.066
4	26 - 29	16,266	36.00	30.00	26.00	0.103	0.086	0.074
5	30 - 62	14,755	40.00	37.00	37.00	0.180	0.170	0.150
6	63 - 77	15,712	51.00	48.00	44.00	0.240	0.220	0.200
7	78 - 85	16,717	57.00	53.00	49.00	0.301	0.280	0.259
8	86 - 98	17,260	62.00	57.00	52.00	0.560	0.510	0.470
9	99 - 148	20,205	70.00	67.00	64.00	0.880	0.840	0.800

**TABLA 14. DATOS DE LA DETERMINACIÓN DE DQO DEL SISTEMA EXPERIMENTAL**

FASE No.	TIEMPO DE DURACION DE CADA FASE, (DÍAS)	TIEMPO (DÍAS)	INFLUENTE (DQO, mg/l)	CONCENTRACION, (DQO, mg/l)		
				R1	R2	R3
1	0 - 8	8	19,314	15,451	16,030	16,610
2	9 - 14	14	18,897	13,984	14,550	14,739
3	15 - 25	24	17,158	12,011	12,697	13,384
4	26 - 29	29	16,266	10,410	11,386	12,037
5	30 - 62	35	14,755	10,624	11,214	11,804
		38	14,755	10,181	10,476	11,066
		42	14,755	9,886	10,476	9,296
		48	14,755	9,591	9,886	10,181
		52	14,755	8,558	8,853	7,673
		55	14,755	7,820	8,263	9,001
		59	14,755	7,082	7,525	7,968
6	63 - 77	62	14,755	7,082	7,525	7,968
		65	15,712	8,484	8,956	9,427
		69	15,712	8,013	8,484	8,956
		74	15,712	7,070	7,542	8,484
7	78 - 85	77	15,712	7,070	7,542	8,484
		82	16,717	8,191	8,860	9,194
8	86 - 98	85	16,717	6,185	6,854	7,857
		88	17,260	7,453	8,457	9,493
		92	17,260	6,559	7,249	8,285
		95	17,260	6,214	7,077	7,767
9	99 - 148	98	17,260	6,041	7,077	7,594
		102	20,205	7,500	8,093	9,000
		105	20,205	7,100	7,900	8,300
		109	20,205	6,900	7,400	7,700
		112	20,205	6,620	7,000	7,300
		115	20,205	6,325	6,890	7,176
		118	20,205	6,295	6,688	7,100
		121	20,205	6,164	6,566	7,012
		125	20,205	5,700	6,490	7,000
		128	20,205	5,485	6,460	7,000
		132	20,205	5,400	6,300	6,870
		135	20,205	5,375	6,264	6,870
		138	20,205	5,330	6,264	6,870
141	20,205	5,290	6,062	6,605		
145	20,205	5,265	6,062	6,600		
148	20,205	5,253	6,062	6,600		

Reactor 1 (R1), TRH = 7 días

Reactor 2 (R2), TRH = 3 días

Reactor 3 (R3), TRH = 1 día

**TABLA 15. ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE LOS DATOS DE LA DETERMINACIÓN DE DQO, DEL SISTEMA EXPERIMENTAL**

FASE No.	TIEMPO DE DURACION DE CADA FASE, (DÍAS)	TIEMPO (DÍAS)	INFLUENTE (DQO, mg/l)	CONCENTRACIÓN, (DQO, mg/l)			
				R1	R2	R3	
1	0 - 8	8	19,314	15,451	16,030	16,610	
2	9 - 14	14	18,897	13,984	14,550	14,739	
3	15 - 25	24	17,158	12,011	12,697	13,384	
4	26 - 29	29	16,266	10,410	11,386	12,037	
5	30 - 62	35	14,755	10,624	11,214	11,804	
		38	14,755	10,181	10,476	11,066	
		42	14,755	9,886	10,476	9,296	
		48	14,755	9,591	9,886	10,181	
		52	14,755	8,558	8,853	7,673	
		55	14,755	7,820	8,263	9,001	
		59	14,755	7,082	7,525	7,968	
		62	14,755	7,082	7,525	7,968	
		Media			8,853	9,277	9,370
		Desviación estándar			1,411	1,432	1,531
		Varianza			1,991,251	2,049,290	2,344,449
6	63 - 77	65	15,712	8,484	8,956	9,427	
		69	15,712	8,013	8,484	8,956	
		74	15,712	7,070	7,542	8,484	
		77	15,712	7,070	7,542	8,484	
		Media			7,659	8,131	8,838
Desviación estándar			707	707	451		
Varianza			499,928	499,692	203,826		
7	78 - 85	82	16,717	8,191	8,860	9,194	
		85	16,717	6,185	6,854	7,857	
8	86 - 98	88	17,260	7,453	8,457	9,493	
		92	17,260	6,559	7,249	8,285	
		95	17,260	6,214	7,077	7,767	
		98	17,260	6,041	7,077	7,594	
		Media			6,567	7,465	8,285
Desviación estándar			629	666	857		
Varianza			395,448	443,936	735,023		
9	99 - 148	102	20,205	7,500	8,093	9,000	
		105	20,205	7,100	7,900	8,300	
		109	20,205	6,900	7,400	7,700	
		112	20,205	6,620	7,000	7,300	
		115	20,205	6,325	6,890	7,176	
		118	20,205	6,295	6,688	7,100	
		121	20,205	6,164	6,566	7,012	
		125	20,205	5,700	6,490	7,000	
		128	20,205	5,485	6,460	7,000	
		132	20,205	5,400	6,300	6,870	
		135	20,205	5,375	6,264	6,870	
		138	20,205	5,330	6,264	6,870	
		141	20,205	5,290	6,062	6,605	
		145	20,205	5,265	6,062	6,600	
		148	20,205	5,253	6,062	6,600	
		Media			6,000	6,700	7,200
		Desviación estándar			720	534	534
Varianza			573,645	419,834	445,475		

Reactor 1 (R1), TRH = 7 días  
 Reactor 2 (R2), TRH = 3 días  
 Reactor 3 (R3), TRH = 1 día

**TABLA 16. DATOS LA DETERMINACIÓN DE SST Y SSV  
DEL SISTEMA EXPERIMENTAL**

FASE No.	TIEMPO DE DURACIÓN DE CADA FASE, (DÍAS)	TIEMPO (DÍAS)	INFLUENTE (DQO, mg/l)	R1		R2		R3	
				SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV
1	0 - 8	8	19,314	4,620	2,100	4,180	1,900	4,180	1,900
2	9 - 14	14	18,897	4,785	2,175	4,235	1,925	4,345	1,975
3	15 - 25	24	17,158	4,675	2,125	4,400	2,000	4,378	1,990
4	26 - 29	29	16,266	4,730	2,150	4,455	2,025	4,422	2,010
5	30 - 62	35	14,755	4,200	2,100	3,800	1,900	3,600	1,800
		38	14,755	4,260	2,130	3,800	1,900	3,800	1,900
		42	14,755	4,300	2,150	3,900	1,950	3,850	1,925
		48	14,755	4,340	2,170	3,950	1,975	3,950	1,975
		52	14,755	4,400	2,200	4,000	2,000	4,140	2,070
		55	14,755	4,500	2,250	4,100	2,050	4,200	2,100
		59	14,755	4,600	2,300	4,200	2,100	4,220	2,110
6	63 - 77	65	15,712	4,620	2,200	4,305	2,050	4,305	2,050
		69	15,712	4,841	2,305	4,305	2,050	4,358	2,075
		74	15,712	4,872	2,320	4,463	2,125	4,410	2,100
		77	15,712	4,988	2,375	4,568	2,175	4,568	2,175
7	78 - 85	82	16,717	4,767	2,270	4,452	2,120	4,305	2,050
		85	16,717	4,935	2,350	4,568	2,175	4,557	2,170
8	86 - 98	88	17,260	4,700	2,350	4,200	2,100	4,100	2,050
		92	17,260	4,750	2,375	4,300	2,150	4,200	2,100
		95	17,260	4,850	2,425	4,350	2,175	4,250	2,125
		98	17,260	4,900	2,450	4,350	2,175	4,250	2,125
9	99 - 148	102	20,205	3,825	2,250	3,528	2,075	3,528	2,075
		105	20,205	3,825	2,250	3,528	2,075	3,528	2,075
		109	20,205	3,910	2,300	3,613	2,125	3,613	2,125
		112	20,205	3,953	2,325	3,655	2,150	3,655	2,150
		115	20,205	3,953	2,325	3,655	2,150	3,655	2,150
		118	20,205	3,953	2,325	3,698	2,175	3,655	2,150
		121	20,205	4,038	2,375	3,698	2,175	3,740	2,200
		125	20,205	4,038	2,375	3,825	2,250	3,825	2,250
		128	20,205	4,080	2,400	3,825	2,250	3,910	2,300
		132	20,205	4,080	2,400	3,910	2,300	3,910	2,300
		135	20,205	4,123	2,425	3,995	2,350	3,910	2,300
		138	20,205	4,208	2,475	4,038	2,375	3,995	2,350
		141	20,205	4,293	2,525	4,038	2,375	4,080	2,400
		145	20,205	4,378	2,575	4,123	2,425	4,123	2,425
148	20,205	4,548	2,675	4,250	2,500	4,250	2,500		

Reactor 1 = R1 = TRH = 7 días  
 Reactor 2 = R2 = TRH = 3 días  
 Reactor 3 = R3 = TRH = 1 día

SST = Sólidos Suspendidos Totales, mg/l  
 SSV = Sólidos Suspendidos Volátiles, mg/l

**TABLA 17. ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE LOS DATOS DE LA DETERMINACIÓN DE SST Y SSV, DEL SISTEMA EXPERIMENTAL**

FASE No.	TIEMPO DE DURACIÓ DE CADA FASE. (DÍAS)	TIEMPO (DÍAS)	INFLUENTE (DQO, mg/l)	R1		R2		R3	
				SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV
1	0 - 8	8	19,314	4,620	2,100	4,180	1,900	4,180	1,900
2	9 - 14	14	18,897	4,785	2,175	4,235	1,925	4,345	1,975
3	15 - 25	24	17,158	4,675	2,125	4,400	2,000	4,378	1,990
4	26 - 29	29	16,266	4,730	2,150	4,455	2,025	4,422	2,010
5	30 - 62	35	14,755	4,200	2,100	3,800	1,900	3,600	1,800
		38	14,755	4,260	2,130	3,800	1,900	3,800	1,900
		42	14,755	4,300	2,150	3,900	1,950	3,850	1,925
		48	14,755	4,340	2,170	3,950	1,975	3,950	1,975
		52	14,755	4,400	2,200	4,000	2,000	4,140	2,070
		55	14,755	4,500	2,250	4,100	2,050	4,200	2,100
		59	14,755	4,600	2,300	4,200	2,100	4,220	2,110
		62	14,755	4,600	2,300	4,250	2,125	4,240	2,120
		Media		4,400	2,200	4,000	2,000	4,000	2,000
		Desviación estándar		153	76	171	86	236	118
Varianza		23,314	5,829	29,286	7,321	55,800	13,950		
6	63 - 77	65	15,712	4,620	2,200	4,305	2,050	4,305	2,050
		69	15,712	4,841	2,305	4,305	2,050	4,358	2,075
		74	15,712	4,872	2,320	4,463	2,125	4,410	2,100
		77	15,712	4,988	2,375	4,568	2,175	4,568	2,175
		Media		4,830	2,300	4,410	2,100	4,410	2,100
Desviación estándar		154	73	129	61	113	54		
Varianza		23,594	5,350	16,538	3,750	12,863	2,917		
7	78 - 85	82	16,717	4,767	2,270	4,452	2,120	4,305	2,050
		85	16,717	4,935	2,350	4,568	2,175	4,557	2,170
8	86 - 98	88	17,260	4,700	2,350	4,200	2,100	4,100	2,050
		92	17,260	4,750	2,375	4,300	2,150	4,200	2,100
		95	17,260	4,850	2,425	4,350	2,175	4,250	2,125
		98	17,260	4,900	2,450	4,350	2,175	4,250	2,125
		Media		4,800	2,400	4,300	2,150	4,200	2,100
Desviación estándar		91	46	71	35	71	35		
Varianza		8,333	2,083	5,000	1,250	5,000	1,250		
9	99 - 148	102	20,205	3,825	2,250	3,528	2,075	3,528	2,075
		105	20,205	3,825	2,250	3,528	2,075	3,528	2,075
		109	20,205	3,910	2,300	3,613	2,125	3,613	2,125
		112	20,205	3,953	2,325	3,655	2,150	3,655	2,150
		115	20,205	3,953	2,325	3,655	2,150	3,655	2,150
		118	20,205	3,953	2,325	3,698	2,175	3,655	2,150
		121	20,205	4,038	2,375	3,698	2,175	3,740	2,200
		125	20,205	4,038	2,375	3,825	2,250	3,825	2,250
		128	20,205	4,080	2,400	3,825	2,250	3,910	2,300
		132	20,205	4,080	2,400	3,910	2,300	3,910	2,300
		135	20,205	4,123	2,425	3,995	2,350	3,910	2,300
		138	20,205	4,208	2,475	4,038	2,375	3,995	2,350
		141	20,205	4,293	2,525	4,038	2,375	4,080	2,400
		145	20,205	4,378	2,575	4,123	2,425	4,123	2,425
		148	20,205	4,548	2,675	4,250	2,500	4,250	2,500
		Media		4,080	2,400	3,825	2,250	3,825	2,250
		Desviación estándar		204	120	225	132	224	132
Varianza		41,544	14,375	50,575	17,500	50,059	17,321		

Reactor 1 (R1), TRH = 7 días  
 Reactor 2 (R2), TRH = 3 días  
 Reactor 3 (R3), TRH = 1 día

SST = Sólidos Suspendedos Totales, mg/l  
 SSV = Sólidos Suspendedos Volátiles, mg/l

### **6.3. EFICIENCIA DE REMOCIÓN DE DQO, PRODUCCIÓN DE BIOGAS DEL SISTEMA EXPERIMENTAL Y ANÁLISIS ESTADÍSTICO.**

En la tabla 13 se muestra la eficiencia promedio de remoción de DQO para cada reactor, en cada una de las fases y la producción promedio de biogas (Gráfica 1 y 2, respectivamente).

En la tabla 18 se presenta la eficiencia de remoción de DQO y la producción de biogas del sistema experimental, se observa que R1, presentó mayor eficiencia de remoción de DQO y mayor producción de biogas en cada una de las fases.

En la etapa de adaptación y estabilización se tuvieron 9 fases, en el día 8 del experimento para la fase 1 con una concentración de 19,314 mg/l DQO se obtuvieron las siguientes remociones de DQO: R1 del 20%, R2 del 17% y R3 del 14%, se observa que no hay generación de biogas en ninguno de los reactores, la producción se observó a partir del día 8, en el R1 se generaron 0.068 l/d en el R2, 0.058 l/d y en el R3, 0.047 l/d. Debido a la generación de ácidos grasos volátiles, se disminuyó la concentración aplicada.

Para la fase 2 con carga orgánica de 18,897 mg/l DQO, se tuvieron remociones del 26 al 22% y generación de biogas de 0.073 a 0.086 l/d esta fase tuvo una duración de 6 días.

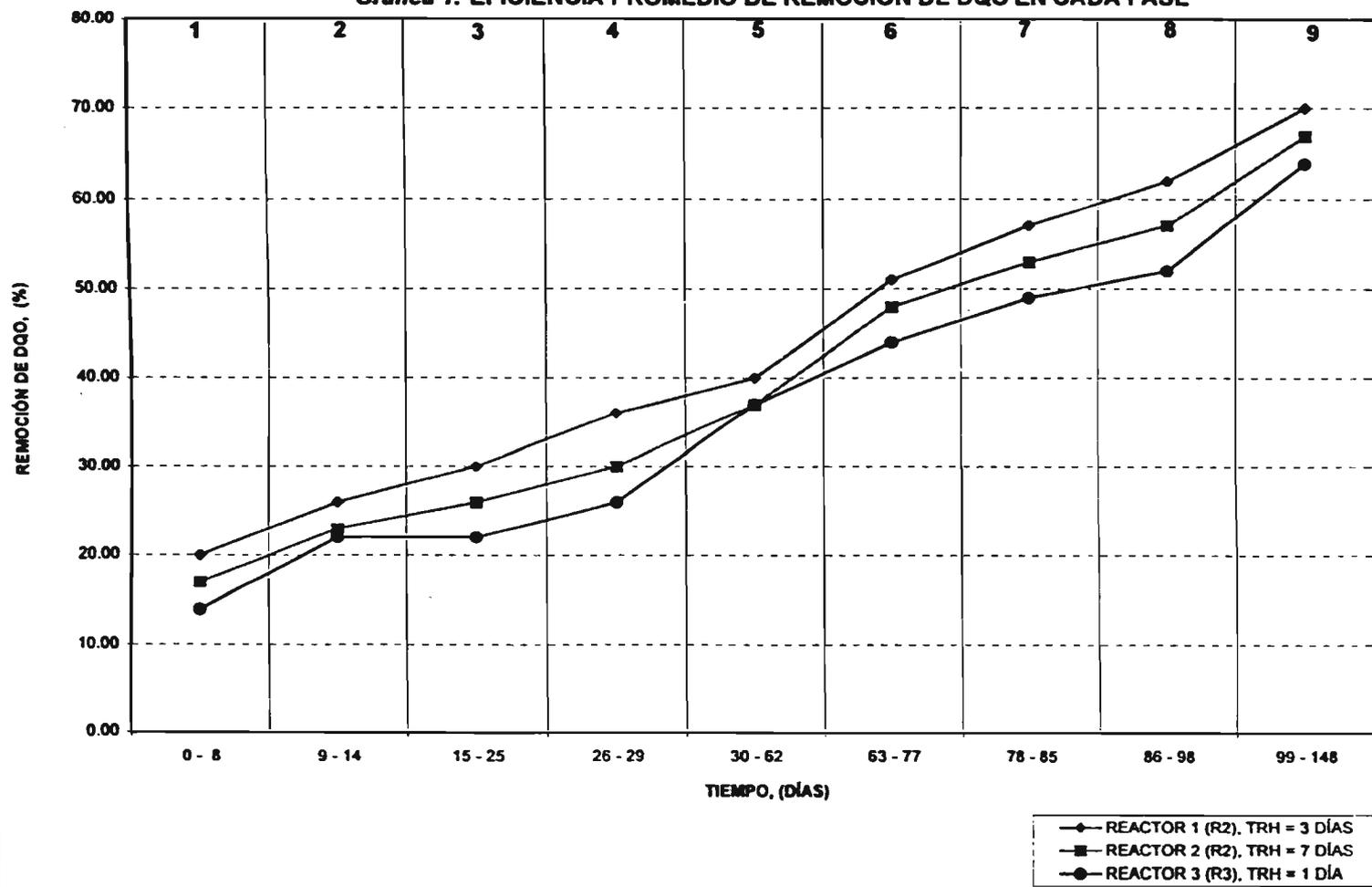
Para la fase 3 con carga orgánica de 17,158 mg/l DQO, las remociones fueron del 30 al 22% con una generación de biogas de 0.090 a 0.066 l/d.

En el día 29, para la fase 4 con una carga orgánica de 16,266 mg/l DQO, el R1 tuvo una remoción del 36% y generó 0.103 l/d de biogas, el R2, del 30% y 0.086 l/d de biogas y el R3, del 26% y 0.074 l/d de biogas.

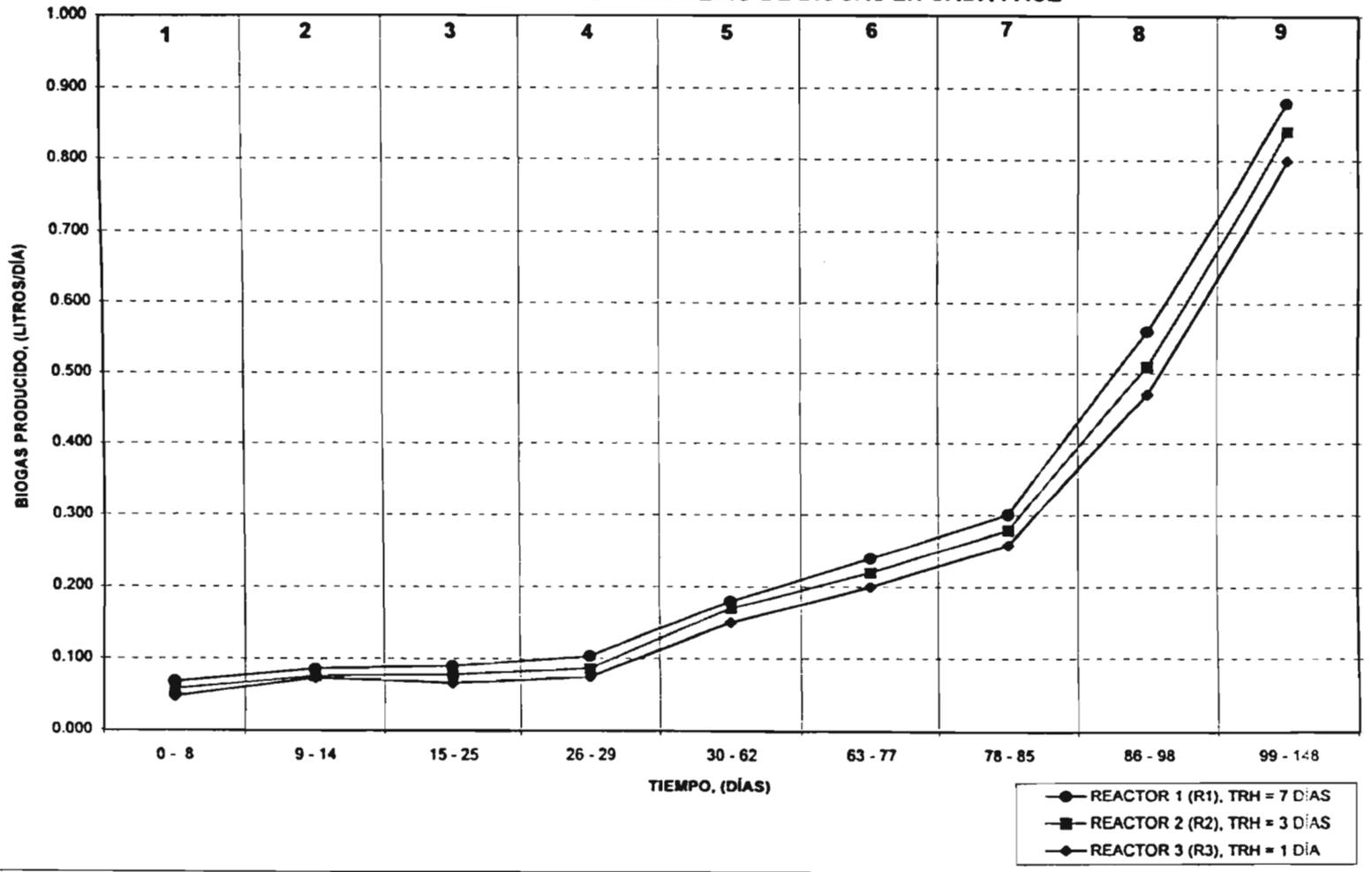
Para la fase 5 con carga orgánica de 14,755 mg/l DQO, se obtuvieron en promedio las siguientes eficiencias : R1 del 40%, R2 del 37.12% y R3 del 36.5%. Al inicio de esta fase el R1 presentó una eficiencia del 28% y poco a poco fue aumentando dicha eficiencia hasta el 52%, el R2, inició con una remoción del 24% y finalizó esta fase con el 49%, el R3, inició con un 20% y terminó con un 46%. La producción en promedio de biogas fue : R1 de 0.18 l/d, R2 de 0.17 l/d y R3 de 0.15 l/d. Al inicio de esta fase, se observa una disminución en la eficiencia de remoción de DQO con respecto a los resultados obtenidos al final de la fase 4, en la que se trabajó con una concentración de DQO mayor, del día 59 al 62, se obtiene una estabilización del sistema lográndose remociones del 52 al 46% DQO.

Como se logró una estabilización del sistema, se experimenta un aumento en la carga orgánica y en la fase 6 se aplican 15,712 mg/l DQO, inicialmente las eficiencias de remoción de DQO disminuyeron en los tres reactores, pero a 12 días de iniciada esta fase se observa un aumento gradual, en promedio se obtuvieron las siguientes eficiencias: R1 del 51.25%, R2 del 48.25% y R3 del 43.75%. Durante esta fase la producción de biogas inicialmente fue: R1 de 0.213 l/d, R2 de 0.199 l/d y R3 de 0.185 l/d. En el día 77, al finalizar esta fase, el R1 generó 0.255 l/d, el R2, 0.241 l/d y el R3, 0.213 l/d. Del día 74 al 77, se observa que el sistema se encuentra estabilizado a la concentración aplicada.

Gráfica 1. EFICIENCIA PROMEDIO DE REMOCIÓN DE DQO EN CADA FASE



Gráfica 2. PRODUCCIÓN PROMEDIO DE BIOGAS EN CADA FASE



**TABLA 18. EFICIENCIA DE REMOCIÓN DE DQO Y PRODUCCIÓN DE BIOGAS DEL SISTEMA EXPERIMENTAL**

FASE N <sup>o</sup>	TIEMPO DE DURACIÓN DE CADA FASE, (DÍAS)	TIEMPO (DÍAS)	INFLUENTE (DQO, mg/l)	CONCENTRACIÓN, (DQO, mg/l)			% DE REMOCIÓN			PROD. DE BIOGAS, (l/d)		
				R1	R2	R3	R1	R2	R3	R1	R2	R3
1	0 - 8	8	19,314	15,451	16,030	16,610	20.00	17.00	14.00	0.068	0.058	0.047
2	9 - 14	14	18,897	13,984	14,550	14,739	26.00	23.00	22.00	0.086	0.076	0.073
3	15 - 25	24	17,158	12,011	12,697	13,384	30.00	26.00	22.00	0.090	0.078	0.066
4	26 - 29	29	16,266	10,410	11,386	12,037	36.00	30.00	26.00	0.103	0.086	0.074
5	30 - 62	35	14,755	10,624	11,214	11,804	28.00	24.00	20.00	0.162	0.152	0.143
		38	14,755	10,181	10,476	11,066	31.00	29.00	25.00	0.152	0.142	0.132
		42	14,755	9,886	10,476	10,896	33.00	29.00	26.15	0.162	0.152	0.142
		48	14,755	9,591	9,886	10,181	35.00	33.00	31.00	0.182	0.172	0.152
		52	14,755	8,558	8,853	9,673	42.00	40.00	34.44	0.182	0.172	0.152
		55	14,755	7,820	8,263	9,001	47.00	44.00	39.00	0.180	0.165	0.158
		59	14,755	7,082	7,525	8,268	52.00	49.00	43.96	0.222	0.208	0.187
		62	14,755	7,082	7,525	7,988	52.00	49.00	45.86	0.207	0.185	0.164
6	63 - 77	65	15,712	8,484	8,956	9,427	46.00	43.00	40.00	0.213	0.199	0.185
		69	15,712	8,013	8,484	8,956	49.00	46.00	43.00	0.227	0.213	0.199
		74	15,712	7,070	7,542	8,484	55.00	52.00	46.00	0.255	0.241	0.213
		77	15,712	7,070	7,542	8,484	55.00	52.00	46.00	0.255	0.241	0.213
7	78 - 85	82	16,717	8,191	8,860	9,194	51.00	47.00	45.00	0.269	0.248	0.238
		85	16,717	6,185	6,854	7,857	63.00	59.00	53.00	0.333	0.312	0.280
8	86 - 98	88	17,260	7,453	8,457	9,493	56.82	51.00	45.00	0.509	0.457	0.403
		92	17,260	6,559	7,249	8,285	62.00	58.00	52.00	0.556	0.520	0.466
		95	17,260	6,214	7,077	7,767	64.00	59.00	55.00	0.574	0.529	0.493
		98	17,260	6,041	7,077	7,594	65.00	59.00	56.00	0.583	0.529	0.502
9	99 - 148	102	20,205	7,500	8,093	9,000	62.88	59.95	55.46	0.749	0.723	0.669
		105	20,205	7,100	7,900	8,300	64.86	60.90	58.92	0.782	0.734	0.710
		109	20,205	6,900	7,400	7,700	65.85	63.38	61.89	0.794	0.764	0.746
		112	20,205	6,620	7,000	7,300	67.24	65.36	63.87	0.811	0.788	0.770
		115	20,205	6,325	6,890	7,176	68.70	65.90	64.48	0.828	0.795	0.777
		118	20,205	6,295	6,688	7,100	68.84	66.90	64.86	0.830	0.807	0.782
		121	20,205	6,164	6,566	7,012	69.49	67.50	65.30	0.877	0.862	0.834
		125	20,205	5,700	6,490	7,000	71.79	67.88	65.36	0.916	0.867	0.834
		128	20,205	5,485	6,460	7,000	72.85	68.03	65.36	0.930	0.868	0.834
		132	20,205	5,400	6,300	6,870	73.27	68.82	66.00	0.935	0.879	0.843
		135	20,205	5,375	6,264	6,870	73.40	69.00	66.00	0.937	0.881	0.843
		138	20,205	5,330	6,264	6,870	73.62	69.00	66.00	0.940	0.881	0.843
		141	20,205	5,290	6,062	6,605	73.82	70.00	67.31	0.942	0.894	0.859
		145	20,205	5,265	6,062	6,600	73.94	70.00	67.33	0.944	0.894	0.860
		148	20,205	5,253	6,062	6,600	74.00	70.00	67.33	0.945	0.894	0.860

Reactor 1 (R1), TRH = 7 días

Reactor 2 (R2), TRH = 3 días

Reactor 3 (R3), TRH = 1 día

Para la fase 7 se aumenta la carga orgánica a 16,717 mg/l DQO, al inicio de esta fase, el R1 presentó una eficiencia de remoción de DQO del 51%, el R2 del 47% y el R3 del 45%, al final de esta fase el R1 presentó una eficiencia del 63%, el R2 del 59% y el R3 del 53%. En esta fase la generación de biogas fue: R1 de 0.301 l/d, R2 de 0.280 l/d y R3 de 0.259 l/d.

Para la fase 8 nuevamente se aplica un aumento en la carga orgánica y se trabaja con 17,260 mg/l DQO, inició en el día 86 y tuvo una duración de 13 días, se obtuvieron en promedio eficiencias de remoción de DQO de: R1 del 61.95%, R2 del 56.75% y R3 del 52%. Al inicio de esta fase el Reactor 1 presentó una eficiencia del 56.82% y poco a poco fue aumentando dicha eficiencia hasta el 65%, el R2, inició con una remoción del 51% y finalizó esta fase con el 59%, el R3, inició con 45% y terminó con 56%. Durante esta fase la producción de biogas fue incrementando gradualmente, el R1 al inicio generó 0.509 l/d y finalizó con 0.583 l/d, el R2 inició con 0.457 l/d y finalizó con 0.529 l/d, el R3 inició con 0.403 l/d y finalizó con 0.502 l/d. Del día 95 al día 98 se observa una estabilización del sistema a esta concentración aplicada.

Para la fase 9, finalmente se aplica un aumento en la concentración y se trabaja con 20,205 mg/l DQO, inició en el día 99 y tuvo una duración de 50 días, aunque el aumento en la carga orgánica fue de 2,945 mg/l DQO con respecto a la carga de la fase 8 (17,260 mg/l DQO), en general se observa que no hay una desestabilización inicial significativa del sistema y presenta en promedio eficiencias de remoción de DQO de : R1 del 70.30%, R2 del 66.84% y R3 del 64.36%.

Al inicio de esta fase el R1 presentó una eficiencia de remoción de DQO del 62.88% poco a poco fue aumentando dicha eficiencia hasta 74%, el R2, inició con una remoción del 59.95% y finalizó esta fase con 70%, el R3, inició con un 55.46% y finaliza con 67.33%. A partir del día 109, el sistema presenta eficiencias de remoción de DQO alcanzadas en las fases anteriores.

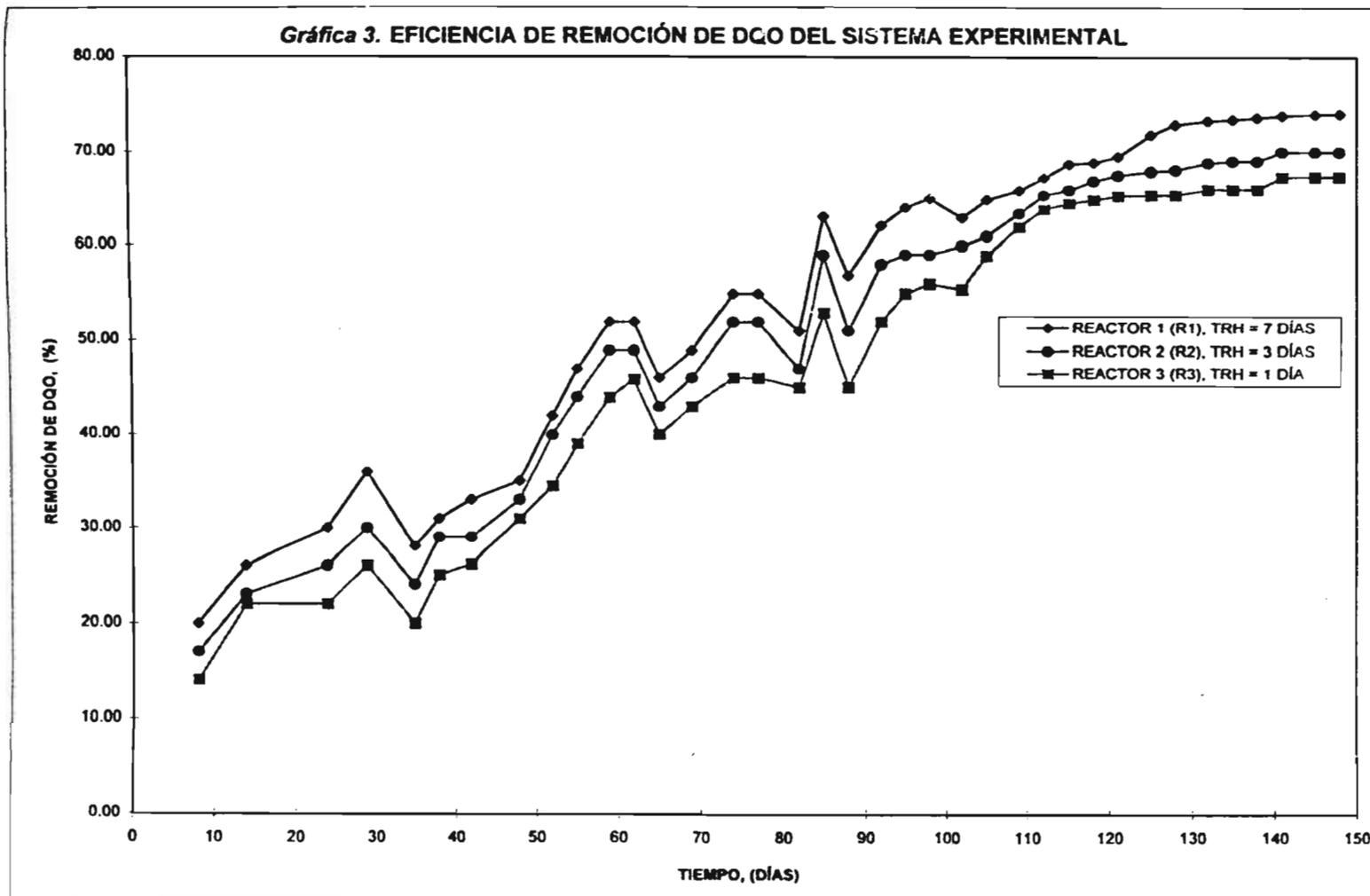
A partir del día 115 el sistema se encuentra estabilizado a la concentración aplicada y se observa un aumento gradual en las eficiencias y en la producción de biogas. La producción de biogas durante esta etapa, en promedio fue: R1 de 0.88 l/d, R2 de 0.84 l/d y R3 de 0.80 l/d.

En la gráfica 3, se muestra la eficiencia de remoción de DQO del sistema experimental con respecto al tiempo de monitoreo.

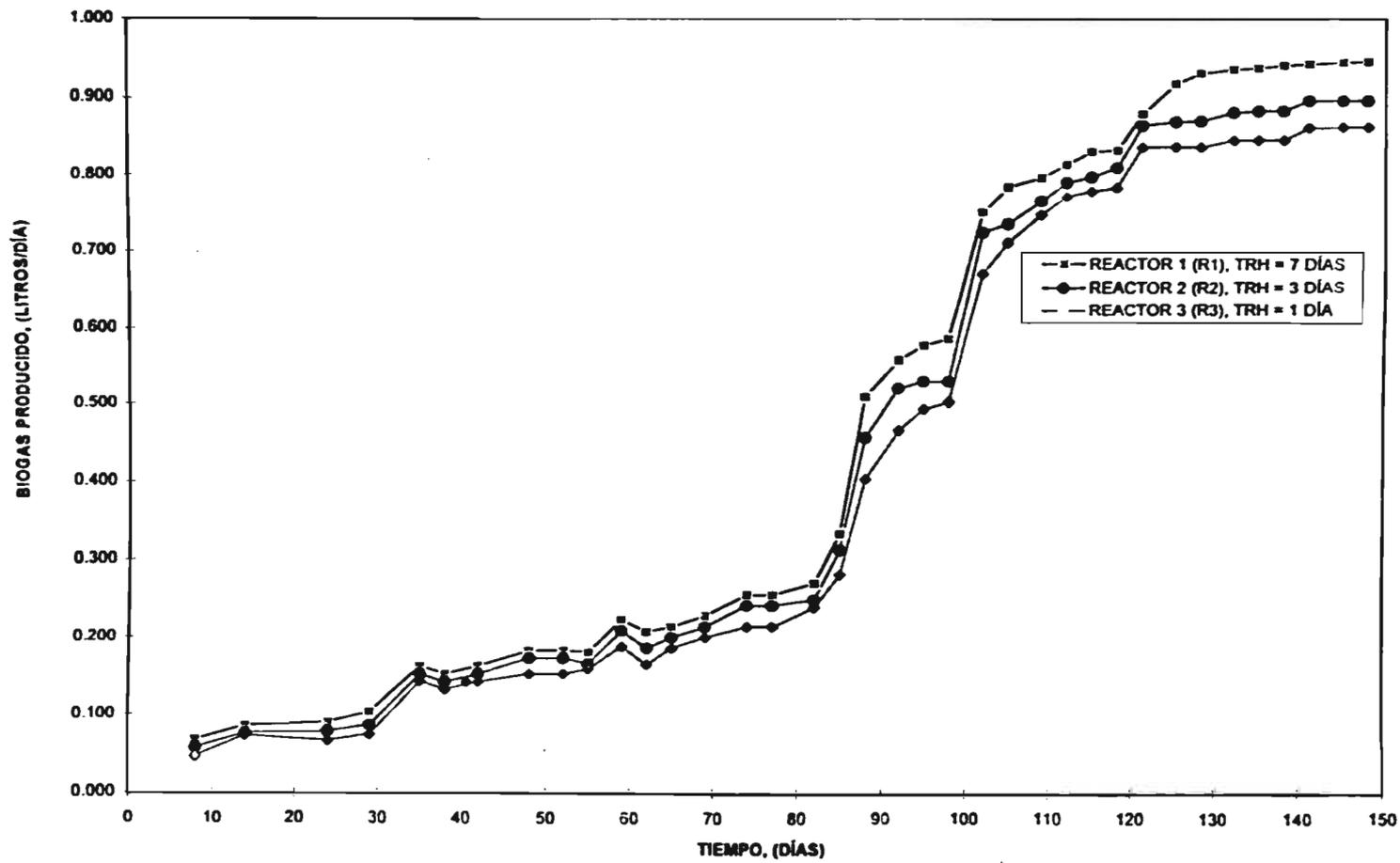
En la gráfica 4, se muestra la producción real de biogas del sistema experimental con respecto al tiempo de monitoreo.

En la tabla 19 se presentan el análisis estadístico de los datos de la tabla 18.

Gráfica 3. EFICIENCIA DE REMOCIÓN DE DQO DEL SISTEMA EXPERIMENTAL



Gráfica 4. PRODUCCIÓN DE BIOGAS DEL SISTEMA EXPERIMENTAL



**TABLA 19. ANÁLISIS ESTADÍSTICO PARA LA EFICIENCIA DE REMOCIÓN DE DQO Y LA PRODUCCIÓN DE BIOGAS DEL SISTEMA EXPERIMENTAL**

FASE No.	TIEMPO DE DURACIÓN DE CADA FASE, (DÍAS)	TIEMPO (DÍAS)	INFLUENTE (DQO, mg/l)	CONCENTRACIÓN, (DQO, mg/l)			% DE REMOCIÓN			PROD. DE BIOGAS, (l/d)				
				R1	R2	R3	R1	R2	R3	R1	R2	R3		
1	0 - 8	8	19,314	15,451	16,030	16,610	20.00	17.00	14.00	0.068	0.058	0.047		
2	9 - 14	14	18,897	13,984	14,550	14,739	26.00	23.00	22.00	0.086	0.076	0.073		
3	15 - 25	24	17,158	12,011	12,697	13,384	30.00	26.00	22.00	0.090	0.078	0.066		
4	26 - 29	29	16,266	10,410	11,386	12,037	36.00	30.00	26.00	0.103	0.086	0.074		
5	30 - 62	35	14,755	10,624	11,214	11,804	28.00	24.00	20.00	0.162	0.152	0.143		
		38	14,755	10,181	10,476	11,066	31.00	29.00	25.00	0.152	0.142	0.132		
		42	14,755	9,886	10,476	9,296	33.00	29.00	37.00	0.162	0.152	0.142		
		48	14,755	9,591	9,886	10,181	35.00	33.00	31.00	0.182	0.172	0.152		
		52	14,755	8,558	8,853	7,673	42.00	40.00	48.00	0.182	0.172	0.152		
		55	14,755	7,020	8,263	9,001	47.00	44.00	39.00	0.180	0.165	0.158		
		59	14,755	7,082	7,525	7,968	52.00	49.00	46.00	0.222	0.208	0.187		
		62	14,755	7,082	7,525	7,968	52.00	49.00	46.00	0.207	0.185	0.164		
		MEDIA				40.00	37.12	36.50	0.18	0.17	0.15			
		DESV. EST.				9.56	9.70	10.38	0.02	0.02	0.02			
VARIANZA				91.46	94.13	107.69	0.00	0.00	0.00					
6	63 - 77	65	15,712	8,484	8,956	9,427	46.00	43.00	40.00	0.213	0.199	0.185		
		69	15,712	8,013	8,484	8,956	49.00	46.00	43.00	0.227	0.213	0.199		
		74	15,712	7,070	7,542	8,484	55.00	52.00	46.00	0.255	0.241	0.213		
		77	15,712	7,070	7,542	8,484	55.00	52.00	46.00	0.255	0.241	0.213		
		MEDIA				51.25	48.25	43.75	0.24	0.22	0.20			
DESV. EST.				4.50	4.50	2.87	0.02	0.02	0.01					
VARIANZA				20.25	20.24	8.26	0.00	0.00	0.00					
7	78 - 85	82	16,717	8,191	8,860	9,194	51.00	47.00	45.00	0.269	0.248	0.238		
		85	16,717	6,185	6,854	7,857	63.00	59.00	53.00	0.333	0.312	0.280		
8	86 - 98	88	17,260	7,453	8,457	9,493	56.82	51.00	45.00	0.509	0.457	0.403		
		92	17,260	6,559	7,249	8,285	62.00	58.00	52.00	0.556	0.520	0.466		
		95	17,260	6,214	7,077	7,767	64.00	59.00	55.00	0.574	0.529	0.493		
		98	17,260	6,041	7,077	7,594	65.00	59.00	56.00	0.583	0.529	0.502		
		MEDIA				61.95	56.75	52.00	0.56	0.51	0.47			
DESV. EST.				3.64	3.86	4.97	0.03	0.03	0.04					
VARIANZA				13.27	14.90	24.67	0.00	0.00	0.00					
9	99 - 148	102	20,205	7,500	8,093	9,000	62.88	59.95	55.46	0.749	0.723	0.669		
		105	20,205	7,100	7,900	8,300	64.86	60.90	58.92	0.782	0.734	0.710		
		109	20,205	6,900	7,400	7,700	65.85	63.38	61.89	0.794	0.764	0.746		
		112	20,205	6,620	7,000	7,300	67.24	65.36	63.87	0.811	0.788	0.770		
		115	20,205	6,325	6,890	7,176	68.70	65.90	64.48	0.828	0.795	0.777		
		118	20,205	6,295	6,688	7,100	68.84	66.90	64.86	0.830	0.807	0.782		
		121	20,205	6,164	6,566	7,012	69.49	67.50	65.30	0.877	0.862	0.834		
		125	20,205	5,700	6,490	7,000	71.79	67.88	65.36	0.916	0.867	0.834		
		128	20,205	5,485	6,460	7,000	72.85	68.03	65.36	0.930	0.868	0.834		
		132	20,205	5,400	6,300	6,870	73.27	68.82	66.00	0.935	0.879	0.843		
		135	20,205	5,375	6,264	6,870	73.40	69.00	66.00	0.937	0.881	0.843		
		138	20,205	5,330	6,264	6,870	73.62	69.00	66.00	0.940	0.881	0.843		
		141	20,205	5,290	6,062	6,605	73.82	70.00	67.31	0.942	0.894	0.859		
		145	20,205	5,265	6,062	6,600	73.94	70.00	67.33	0.944	0.894	0.860		
		148	20,205	5,253	6,062	6,600	74.00	70.00	67.33	0.945	0.894	0.860		
		MEDIA				70.30	66.84	64.36	0.88	0.84	0.80			
DESV. EST.				3.75	3.21	3.30	0.07	0.06	0.06					
VARIANZA				14.05	10.28	10.91	0.00	0.00	0.00					

Reactor 1 (R1), TRH = 7 días

Reactor 2 (R2), TRH = 3 días

Reactor 3 (R3), TRH = 1 día

#### 6.4. RESULTADOS DE LAS CONSTANTES CINÉTICAS $k$ , $K_s$ , $Y$ , $k_d$ , $\mu_m$ .

Para calcular el comportamiento cinético del agua residual de la industria químico-farmacéutica en estudio, se aplicó el modelo cinético de Monod y la metodología descrita anteriormente en el Capítulo 4, pags. 26 a la 29. Se utilizaron los datos obtenidos en la fase 5, 6, 8 y 9. Esto con el objetivo de observar el comportamiento de la cinética del agua residual hasta lograr la estabilización a una concentración alta de DQO mg/l, (fase 9, 20.2 g/l DQO). Los cálculos de las constantes cinéticas se presentan en las pags. 55 a la 70 de este capítulo. En la tabla 20 se resumen los valores obtenidos de las mismas.

**TABLA 20.** Constantes cinéticas obtenidas de la tratabilidad anaerobia del efluente de la industria químico-farmacéutica en estudio.

FASE No.	CONCENTRACIÓN DQO mg/l	$k$ d <sup>-1</sup>	$K_s$ mg/l	$k_d$ d <sup>-1</sup>	$Y$ mgSSV/mgDQO	$\mu_{max}$ d <sup>-1</sup>
5	14,755	0.0281	9,511	0.0008	0.3701	0.0104
6	15,712	0.0945	5,652	0.0304	0.3179	0.0300
8	17,260	0.2000	8,561	0.0107	0.2321	0.0464
9	20,205	0.2025	7,421	0.0044	0.1706	0.0009

Comparando con lo reportado por Ramalho (1993), para la industria química y petroquímica  $k$  varía en el rango de 0.018-0.029 días<sup>-1</sup>,  $k$  obtenida en las fases 5 y 6 está aproximadamente en este mismo rango, pero después de la estabilización del proceso, la  $k$  obtenida presentó un valor 10 veces mayor, lo que indica una buena velocidad de reacción, que se alcanza desde la fase 8 (después de 3 meses, desde el inicio del experimento), por lo que 3 meses son suficientes para la adaptación.

Para el coeficiente de crecimiento  $Y$  se obtuvieron valores entre 0.3701 y 0.1709, en la fase 5 y 6 los valores son casi iguales al límite inferior reportado por Ramalho (1993), para la industria química y petroquímica en el rango de 0.31- 0.72, para la fase 8 y 9 los valores son menores a dicho límite, lo cual nos indica que hubo inhibición del crecimiento microbiano, sin embargo se logró obtener una degradación de DQO de alrededor del 70% en promedio.

Asimismo, comparando con lo reportado por Metcalf & Eddy (1985), se encontraron valores de  $Y$  para lodos domésticos de 0.040-0.10 mgSSV/mgDBO<sub>5</sub> y para proteínas de 0.050-0.090, los cuales están por abajo de lo obtenido en las diferentes fases (0.1706 - 0.3701 mgSSV/mgDQO).

Para  $k_d$  los valores obtenidos son menores, a los reportados por Ramalho (1993), para la industria química y petroquímica en el rango de 0.05-0.17, en la fase 9 el valor obtenido es aproximadamente 10 veces menor con respecto al límite inferior de dicho rango y aproximadamente 30 veces menor con respecto al límite superior. Comparando con lo reportado por Metcalf & Eddy (1985), para lodos domésticos de 0.020-0.040 d<sup>-1</sup>,  $k_d$  en la fase 9, es 5 veces menor, respecto al límite inferior y 10 veces menor, respecto al límite superior. Lo que significa que la respiración endógena presente en el experimento fue menor que la reportada en la literatura para otros sistemas anaerobios. La biomasa en este caso no creció, pero tampoco disminuyó su cantidad durante los 5 meses de experimento. Esto indica que se puede alcanzar una alta edad del lodo en sistemas anaerobios que tratan este tipo de efluente (químico-farmacéutico) y la renovación de la biomasa es muy lenta. El sistema anaerobio, en estas condiciones, es muy sensible a cargas choque de alta toxicidad que puede provocar desestabilización y fallo del proceso.

Para  $K_s$  los valores obtenidos en las fase 5 y 8 son mayores a los reportados por Eckenfelder (1992), para ácidos grasos, en el rango de 105 -3,180 mg DQO/l. Respecto al límite superior,  $K_s$  obtenida es aproximadamente 3 veces mayor. Para las fases 6 y 9  $K_s$  es aproximadamente 2 veces mayor del límite superior mencionado, lo que significa se tuvo una buena velocidad media de reacción de 5,652 - 9,511 mg/l.

Los valores obtenidos en este estudio para efluentes de la industria químico-farmacéutica de síntesis orgánica, no han sido reportados en la literatura. Por esta razón los valores obtenidos se compararon con constantes cinéticas para la industria química y petroquímica y para ácidos grasos (utilizado como sustrato).

## CÁLCULO DE LOS COEFICIENTES CINÉTICOS $K$ , $K_s$ , $Y$ , $K_d$ , $\mu_m$

FASE 5 = 14,755 mg/l DQO

Para calcular los valores de  $K_s$  y  $K$  utilizamos la siguiente ecuación:

$$(X\theta/S_o - S) = (K_s/K S) + (1/K) \dots\dots(1)$$

$$y = bX + a$$

UNIDAD N°	$S_o$ , mg/l DQO	$S$ , mg/l DQO	$\theta = \theta_c$ Días	$X$ , mg/l SSV
1	14,755.00	8,853.00	7.00	2,200.00
2	14,755.00	9,277.00	3.00	2,000.00
3	14,755.00	9,370.00	1.00	2,000.00

UNIDAD N°	$S_o - S$ mg/l	$X\theta$ mg SSV/dl	$1/S$ (mg/l) <sup>-1</sup>	$X\theta/S_o - S$ Días
1	5,902.00	15,400.00	0.000113	2.61
2	5,478.00	6,000.00	0.000108	1.10
3.	5,385.00	2,000.00	0.000107	0.37

De la ecuación anterior deducimos que el valor de la ordenada en el origen es igual a  $(1/k)$  y la pendiente de la curva es  $(K_s/K)$

De la Gráfica 5, tenemos :

$$y = 338\,204 X + 35.559$$

$$(1/K) = 35.559$$

$$K = (1/35.559)$$

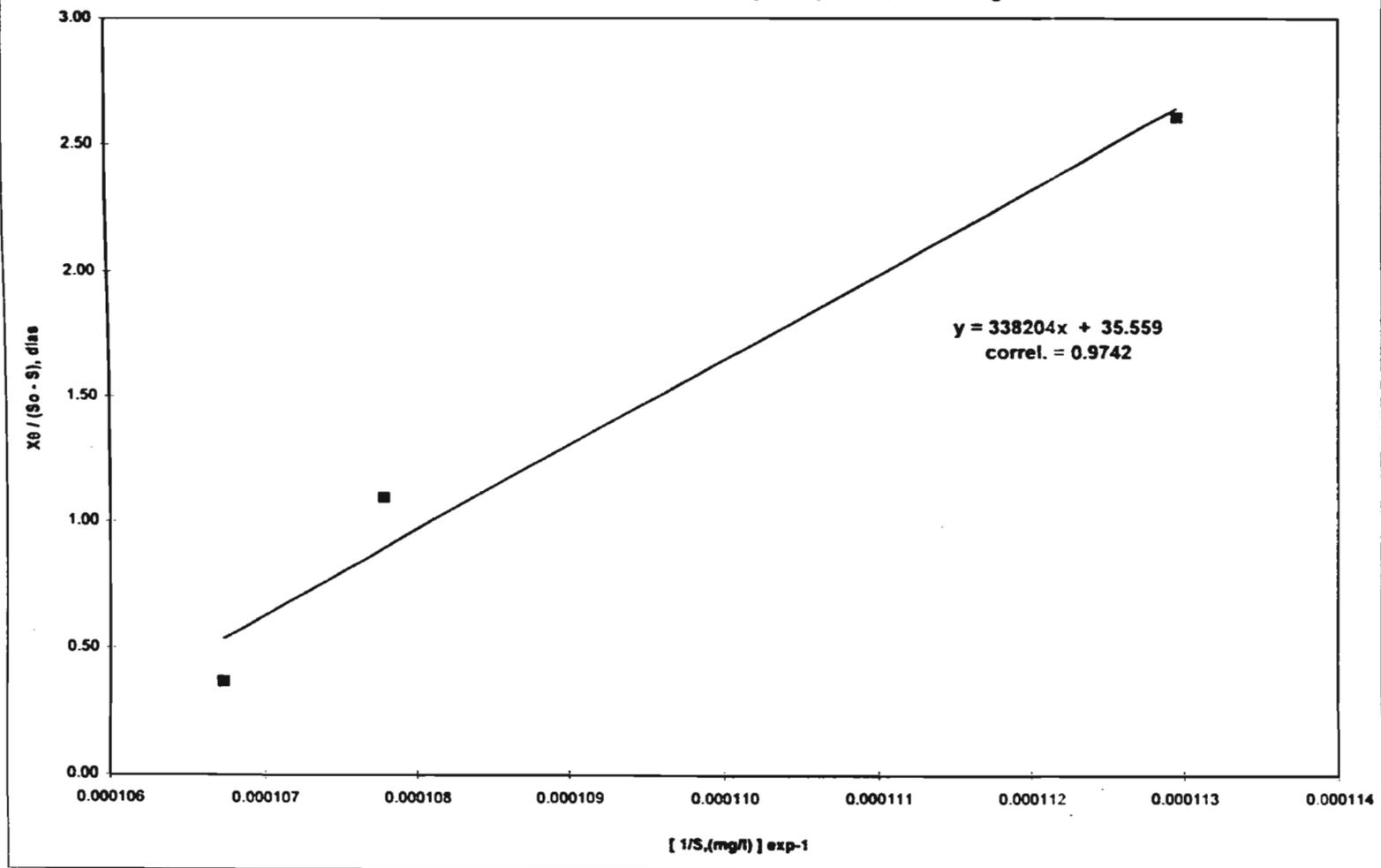
$$K = 0.0281$$

$$(K_s/K) = 338\,204$$

$$K_s = (0.0281)(338204)$$

$$K_s = 9511$$

Gráfica 5. REGRESIÓN LINEAL DE  $X_0/(S_0 - S)$  vs  $1/S$ , 14,755 mg/l DQO



Para determinar los Coeficientes Y y kd, se utiliza la sig. ecuación:

$$1/\theta c = Y((S_0 - S)/(X\theta)) - kd \dots\dots(2)$$

$$y = bX + a$$

UNIDAD N°	(S <sub>0</sub> - S) / Xθ (Días)exp-1	1/θc (Días)exp-1
1	0.383	0.1429
2	0.909	0.3333
3	2.703	1.0000

De la ec. 2, la ordenada en el origen es igual -kd y la pendiente de la curva es igual a Y.

De la Gráfica 6 tenemos:

$$y = 0.3701 X - 0.0008$$

$$-kd = -0.0008$$

$$kd = 0.0008$$

$$Y = 0.3701$$

$$k = 0.0281$$

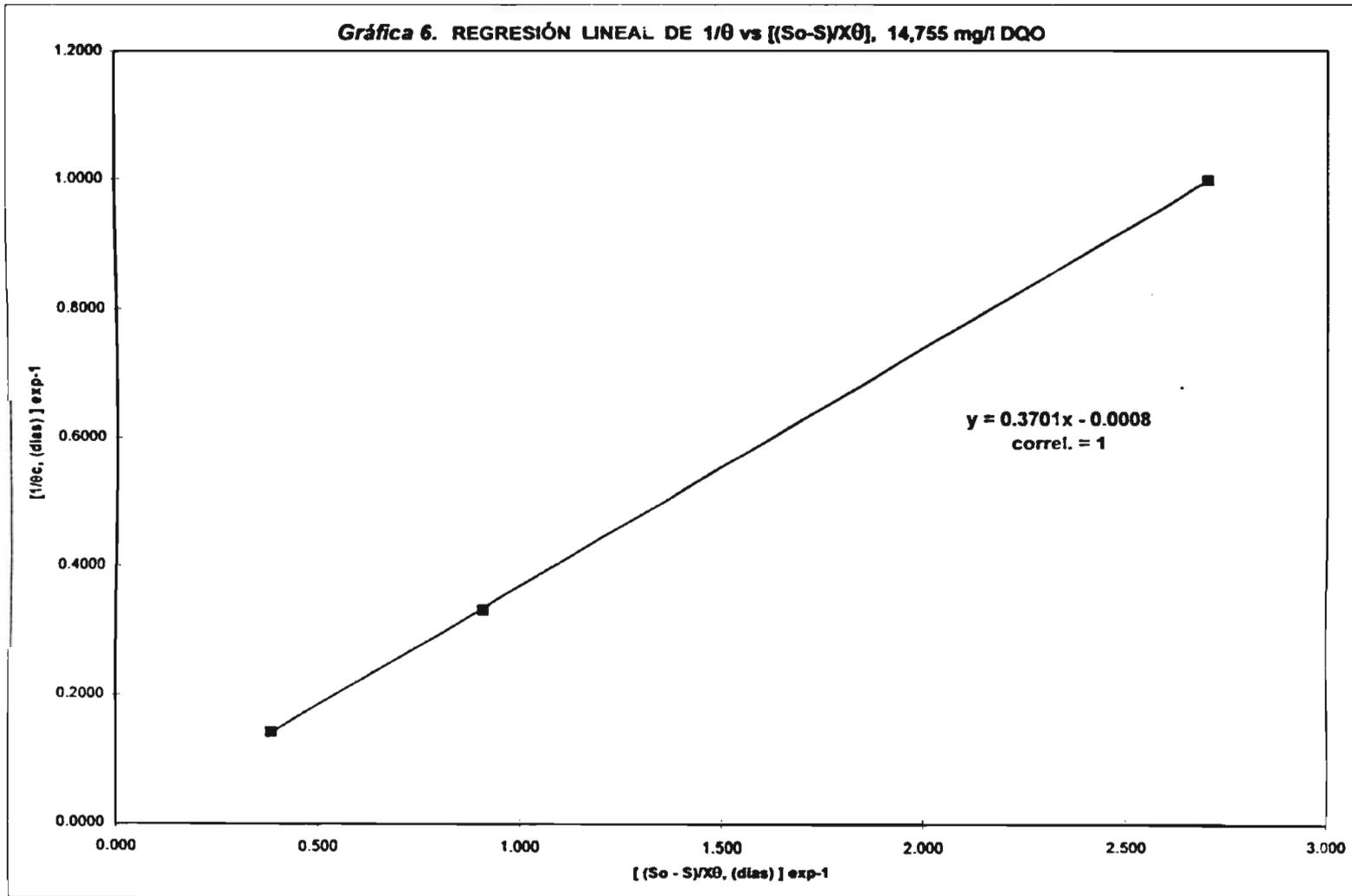
$$\mu m = kY$$

$$\mu m = (0.0281)(0.3701)$$

$$Y = 0.3701$$

$$\mu m = 0.0104$$

Gráfica 6. REGRESIÓN LINEAL DE  $1/\theta$  vs  $[(S_0 - S)/X\theta]$ , 14,755 mg/l DQO



**FASE 6 = 15,712 mg/l DQO**

Para calcular los valores de Ks y K utilizamos la siguiente ecuación:

$$(X_0/S_0 - S) = (K_s/K S) + (1/K) \dots\dots(1)$$

$$y = bX + a$$

UNIDAD N°	So, mg/l DQO	S, mg/l DQO	$\theta = \theta_c$ Dias	X, mg/l SSV
1	15,712.00	7,659.00	7.00	2,300.00
2	15,712.00	8,131.00	3.00	2,100.00
3	15,712.00	8,838.00	1.00	2,100.00

UNIDAD N°	$S_0 - S$ mg/l	X <sub>0</sub> mg SSV/dl	1/S (mg/l) <sup>exp-1</sup>	X <sub>0</sub> /S <sub>0</sub> - S Dias
1	8,053.00	16,100.00	0.000131	2.00
2	7,581.00	6,300.00	0.000123	0.83
3	6,874.00	2,100.00	0.000113	0.31

De la ecuación anterior deducimos que el valor de la ordenada en el origen es igual a (1/k) y la pendiente de la curva es (Ks/K)

De la Gráfica 7, tenemos :

$$y = 95115 X + 10.581$$

$$(1/K) = 10.581$$

$$K = (1/10.581)$$

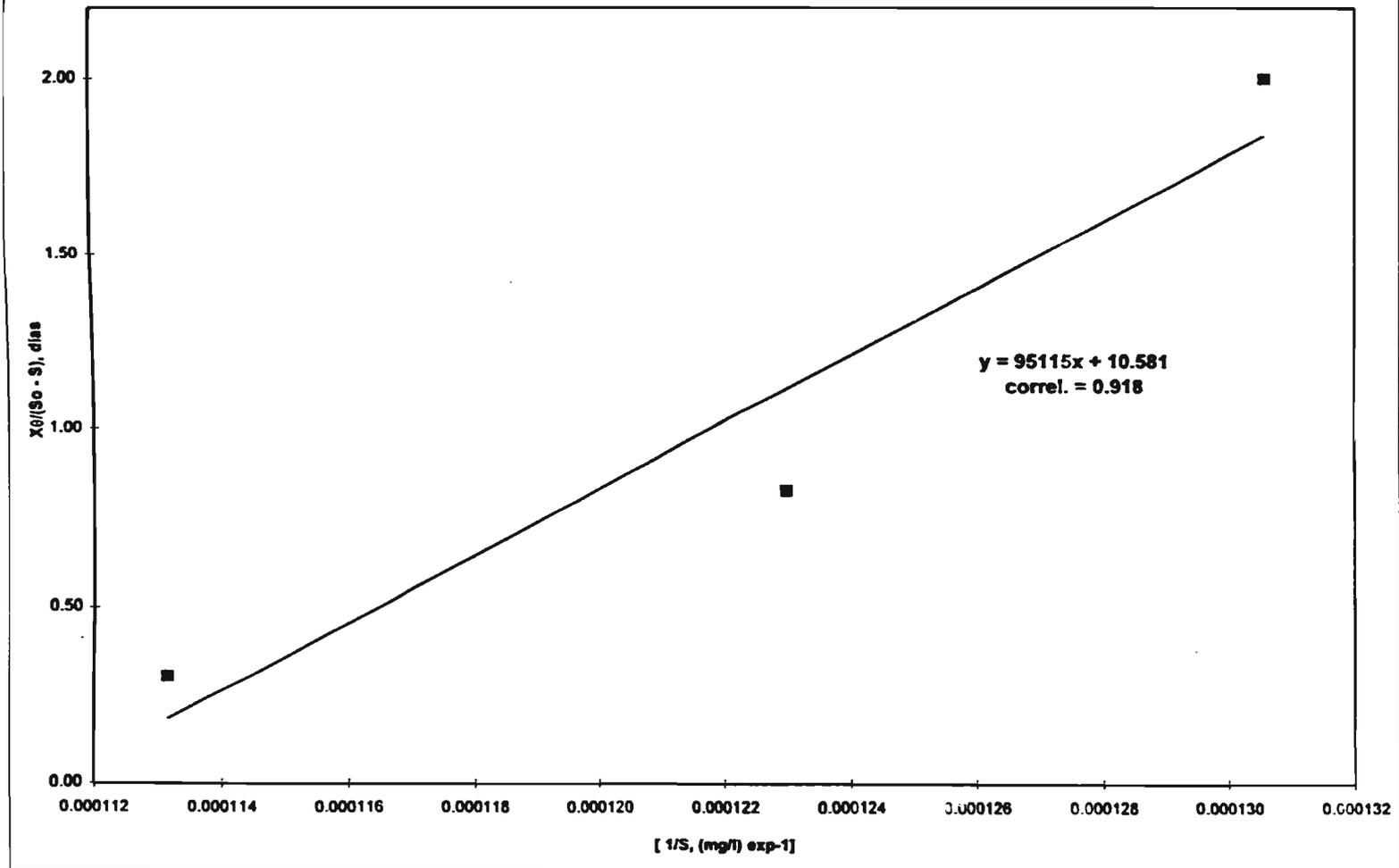
$$K = 0.0945$$

$$(K_s/K) = 95115$$

$$K_s = (95115)(0.0945)$$

$$K_s = 5652.07$$

Gráfica 7. REGRESIÓN LINEAL DE  $X_0/(S_0 - S)$  vs  $1/S$ , 15,712 mg/l DQO



Para determinar los Coeficientes Y y kd, se utiliza la sig. ecuación:

$$1/\theta_c = Y((S_0 - S)/(X\theta)) - kd \dots\dots(2)$$

$$y = bX + a$$

UNIDAD N	$(S_0 - S)/X\theta$ (Días) <sup>-1</sup>	$1/\theta_c$ (Días) <sup>-1</sup>
1	0.500	0.143
2	1.205	0.333
3	3.226	1.000

De la ec. 2, la ordenada en el origen es igual -kd y la pendiente de la curva es igual a y

De la Gráfica 8 tenemos:

$$y = 0.3179 X - 0.0304$$

$$-kd = -0.0304 \qquad kd = 0.0304$$

$$Y = 0.3179$$

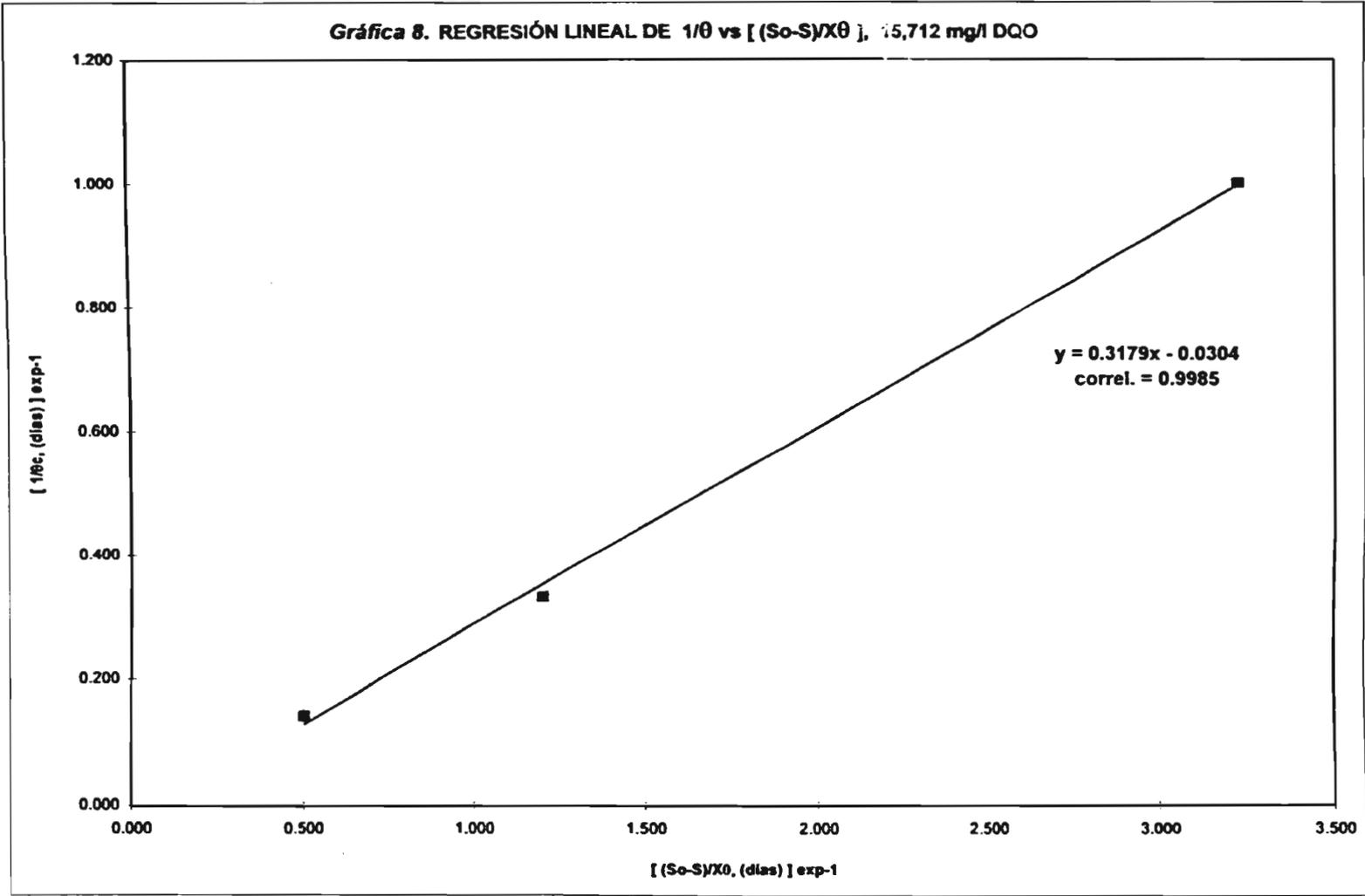
$$k = 0.0945$$

$$\mu_m = kY \qquad \mu_m = (0.0945)(0.3179) = 0.03$$

$$Y = 0.3179$$

$$\mu_m = 0.03$$

Gráfica 8. REGRESIÓN LINEAL DE  $1/\theta$  vs  $[(S_0-S)/X_0]$ , 15,712 mg/l DQO



**FASE 8 = 17,260 mg/l DQO**

Para calcular los valores de Ks y K utilizamos la siguiente ecuación:

$$(X\theta/S_0 - S) = (K_s/K S) + (1/K) \dots\dots(1)$$

$$y = bX + a$$

UNIDAD N°	So, mg/l DQO	S, mg/l DQO	$\theta = \theta_c$ Dias	X, mg/l SSV
1	17,260.00	6,567.00	7.00	2,400.00
2	17,260.00	7,465.00	3.00	2,150.00
3	17,260.00	8,285.00	1.00	2,100.00

UNIDAD N°	So - S mg/l	X $\theta$ mg SSV/dl	1/S (mg/l)exp-1	X $\theta$ /So - S Dias
1	10,693.00	16,800.00	0.000152	1.57
2	9,795.00	6,450.00	0.000134	0.66
3	8,975.00	2,100.00	0.000121	0.23

De la ecuación anterior deducimos que el valor de la ordenada en el origen es igual a (1/k) y la pendiente de la curva es (Ks/K)

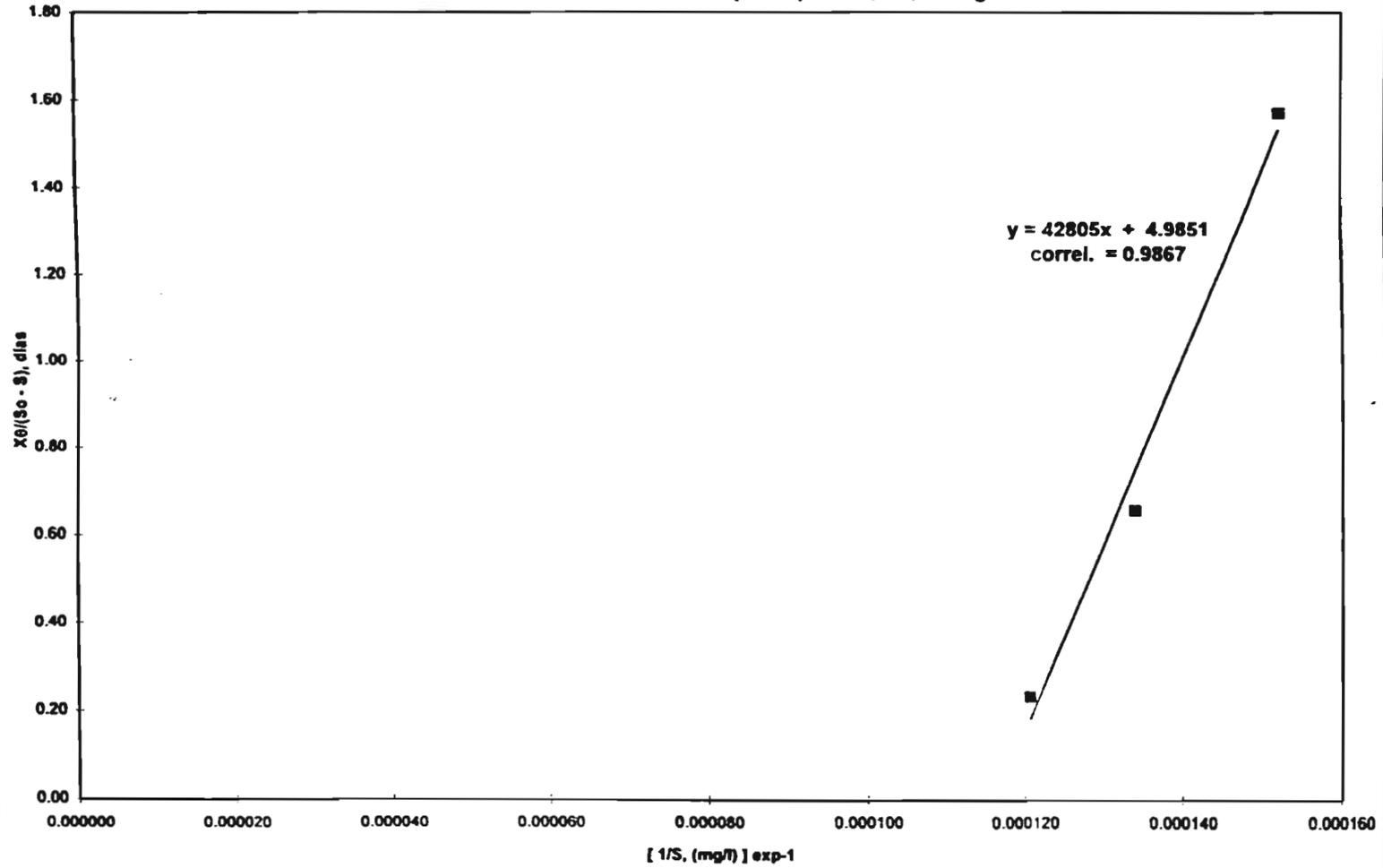
De la Gráfica 9, tenemos :

$$y = 42\,805 X + 4.9851$$

$$(1/K) = 4.9851 \qquad K = (1/4.9851) \qquad K = 0.2$$

$$(K_s/K) = 42805 \qquad K_s = (42805)(0.2) \qquad K_s = 8561$$

Gráfica 9. REGRESIÓN LINEAL DE  $X_0/(S_0 - S)$  vs  $1/S$ , 17,260 mg/l DQO



Para determinar los Coeficientes Y y kd, se utiliza la sig. ecuación:

$$1/\theta_c = Y((S_0 - S)/(X\theta)) - kd \dots\dots\dots(2)$$

$$y = bX + a$$

UNIDAD N°	(S <sub>0</sub> - S) / Xθ (Días)exp-1	1/θc (Días)exp-1
1	0.637	0.143
2	1.515	0.333
3	4.348	1.000

De la ec. 2, la ordenada en el origen es igual -kd  
y la pendiente de la curva es igual a Y

De la Gráfica 10 tenemos:

$$y = 0.2321 X - 0.0107$$

$$-kd = -0.0107$$

$$kd = 0.0107$$

$$Y = 0.2321$$

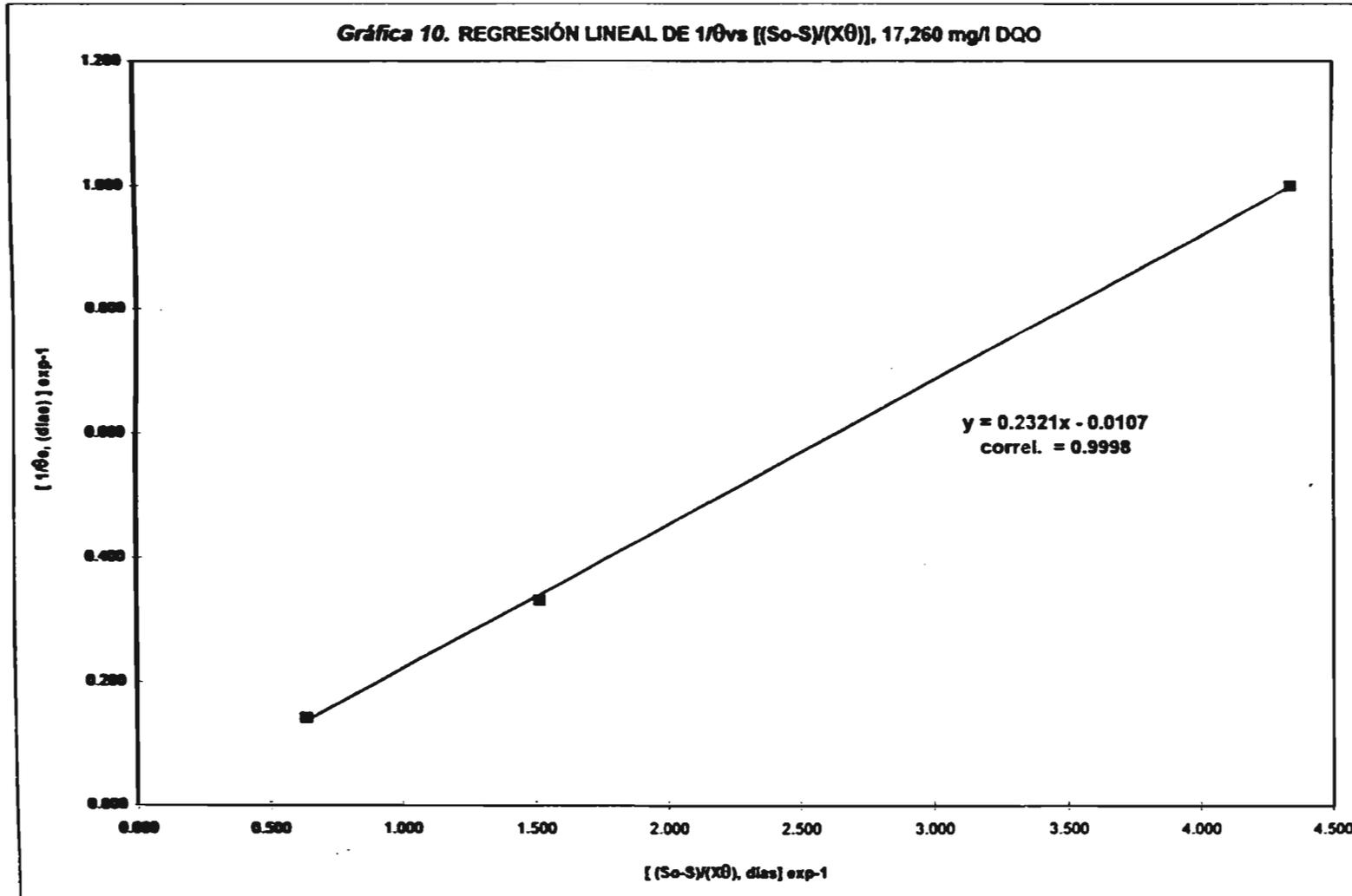
$$k = 0.2$$

$$\mu_m = kY \quad \mu_m = (0.2)(0.2321) = 0.04641$$

$$Y = 0.2321$$

$$\mu_m = 0.04641$$

Gráfica 10. REGRESIÓN LINEAL DE  $1/\theta$  vs  $[(S_0 - S)/(X\theta)]$ , 17,260 mg/l DQO



**FASE 9 = 20,205 mg/l DQO**

Para calcular los valores de Ks y K utilizamos la siguiente ecuación:

$$(X\theta/S_0 - S) = (K_s / K S) + (1 / K) \dots\dots(1)$$

$$y = bX + a$$

UNIDAD N°	So, mg/l DQO	S, mg/l DQO	$\theta = \theta_c$ Dias	X, mg/l SSV
1	20,205.00	6,000.00	7.00	2,400.00
2	20,205.00	6,700.00	3.00	2,250.00
3	20,205.00	7,200.00	1.00	2,250.00

UNIDAD N°	So - S mg/l	X $\theta$ mg SSV/dl	1/S (mg/l)exp-1	X $\theta$ /So - S Dias
1	14,205.00	16,800.00	0.000167	1.18
2	13,505.00	6,750.00	0.000149	0.50
3	13,005.00	2,250.00	0.000139	0.17

De la ecuación anterior deducimos que el valor de la ordenada en el origen es igual a (1/k) y la pendiente de la curva es (Ks/K)

De la Gráfica 11, tenemos :

$$y = 36\,646X + 4.9371$$

$$(1/K) = 4.9371$$

$$K = (1/4.9371)$$

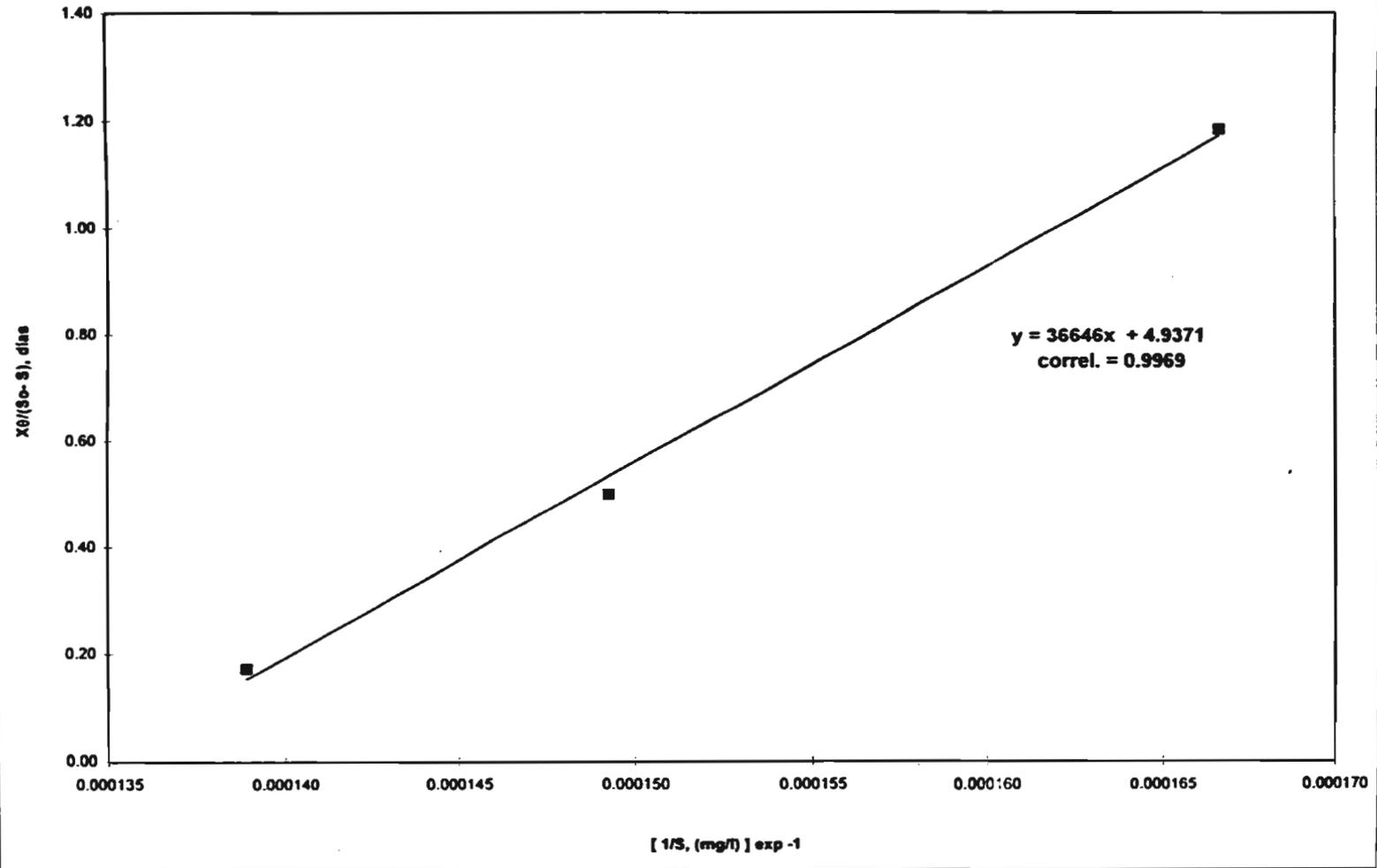
$$K = 0.2025$$

$$(K_s/K) = 36646$$

$$K_s = (36646)(0.2025)$$

$$K_s = 7420.8$$

Gráfica 11. REGRESIÓN LINEAL DE  $X_0/(S_0 - S)$  vs  $1/S$ , 20,205 mg/l DQO



Para determinar los Coeficientes Y y kd, se utiliza la sig. ecuación:

$$1/\theta_c = Y((S_0 - S)/(X\theta)) - kd \dots\dots(2)$$

$$y = bX + a$$

UNIDAD N°	(So - S) / Xθ (Días)exp-1	1/θc (Días)exp-1
1	0.847	0.143
2	2.000	0.333
3	5.882	1.000

De la ec. 2, la ordenada en el origen es igual -kd  
y la pendiente de la curva es igual a Y

De la Gráfica 12 tenemos:

$$y = 0.1706 X - 0.0044$$

$$-kd = -0.0044$$

$$kd = 0.0044$$

$$Y = 0.1706$$

$$k = 0.2025$$

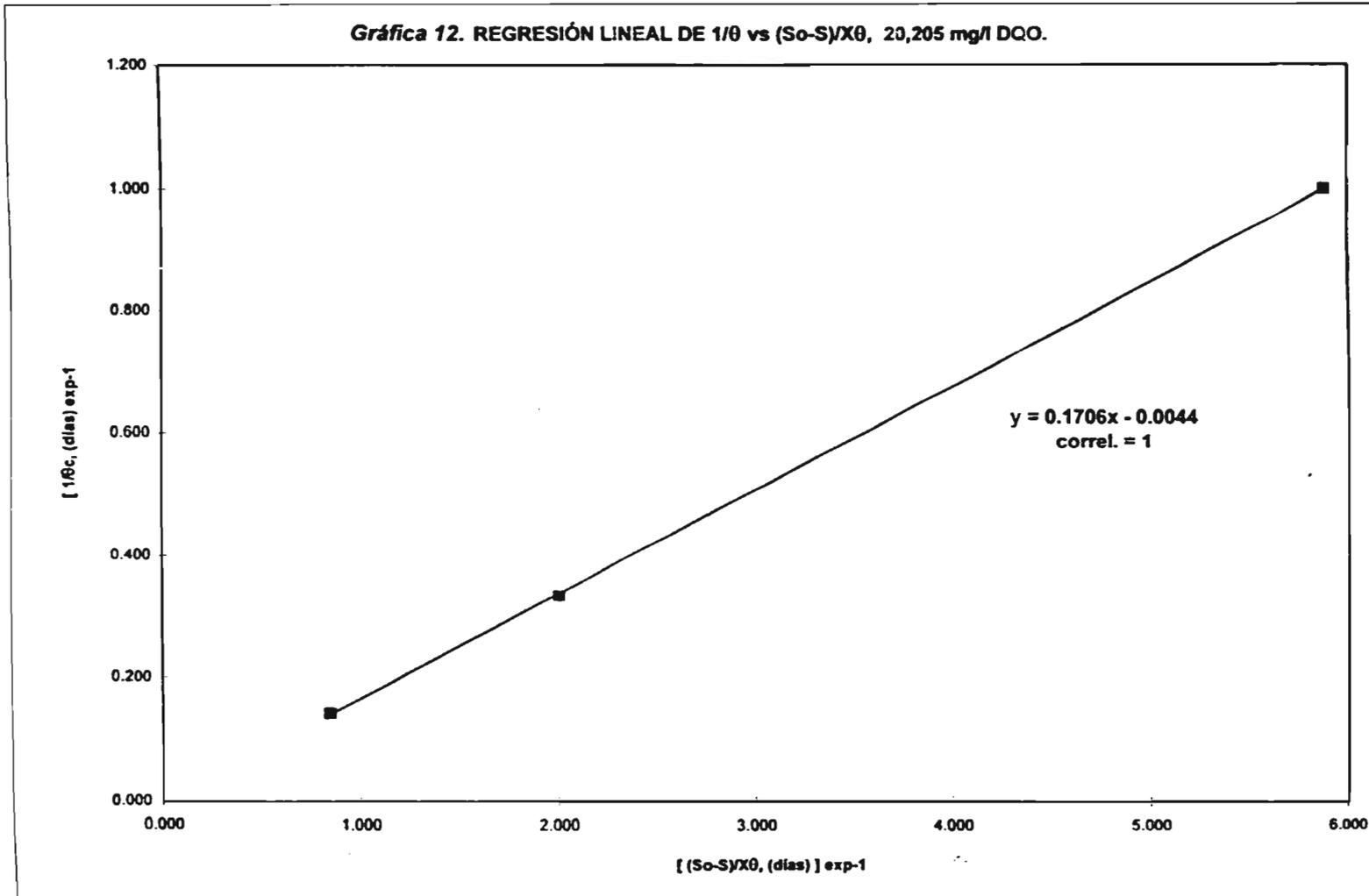
$$\mu_m = kY \quad \mu_m = (0.2025)(0.1706) = 0.0345$$

$$Y = 0.1706$$

$$\mu_m = 0.0345$$



Gráfica 12. REGRESIÓN LINEAL DE  $1/\theta$  vs  $(S_0-S)/X_0$ , 20,205 mg/l DQO.



## CAPÍTULO 7. *CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES*

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El agua residual de la industria químico-farmacéutica en estudio es de alta carga orgánica, hasta 30 g/l de DQO, y contiene xenobióticos tóxicos difícilmente biodegradables. El alto contenido de materia orgánica hace adecuada la aplicación de un sistema anaerobio. La salinidad del agua residual es alta y varía desde 8 hasta 22 g/l. Esto es un factor inhibitorio para la biodegradación de la materia orgánica. Otro problema de las aguas residuales estudiadas es el alto contenido de nitrógeno, del cual de 40-70% es amoniacal. El nitrógeno amoniacal, cuya concentración varía de 1.0-2.4 g/l es moderadamente inhibitorio para las bacterias metanogénicas. La concentración de los sulfatos en el efluente industrial está en rangos aceptables para el funcionamiento normal de los procesos anaerobios (1.0- 5.0 mg/l). El contenido de fósforo es de 4.0 - 9.0 mg/l.

Durante el arranque del proceso, aplicando una concentración de DQO de 19.3 g/l, se obtienen eficiencias de remoción de DQO bajas (del 14 al 20%) y la producción de biogas se observa a partir del día 8 (de 0.047 a 0.068 l/d). Aplicando una concentración de 14.7 g/l DQO en 30 días se logran remociones del 46 al 52% y producción de biogas de 0.164 a 0.207 l/d. Durante los primeros 35 días del experimento, manteniendo las concentraciones de DQO en el influente en el rango de 16.3-19.3 g/l, no se lograron eficiencias mayores de 36%. Con el aumento a 20.2 g/l DQO, no se observa desestabilización del sistema, obteniéndose las siguientes eficiencias de remoción promedio de DQO : Reactor 1 (R1, TRH = 7 días) del 70.30%, Reactor 2 (R2, TRH = 3 días) del 66.84% y Reactor 3 (R3, TRH = 1 día) del 64.36%. La producción de biogas durante esta etapa, en promedio es: R1 de 0.88 l/d, R2 de 0.84 l/d. y R3 de 0.80 l/d. Al final de esta etapa se logran eficiencias de remoción de DQO de : R1 del 74%, R2 del 70% y R3 del 67.33% y producción de biogas: R1 de 0.945 l/d, R2 de 0.894 l/d y R3 de 0.860 l/d.

En la tabla 20 se resumen los valores obtenidos de las constantes cinéticas.

**TABLA 20.** Constantes cinéticas obtenidas de la tratabilidad anaerobia del efluente de la industria químico-farmacéutica en estudio.

FASE No.	CONCENTRACIÓN DQO mg/l	k d <sup>-1</sup>	K <sub>s</sub> mg/l	k <sub>d</sub> d <sup>-1</sup>	Y mgSSV/mgDQO	μ <sub>max</sub> d <sup>-1</sup>
5	14,755	0.0281	9,511	0.0008	0.3701	0.0104
6	15,712	0.0945	5,652	0.0304	0.3179	0.0300
8	17,260	0.2000	8,561	0.0107	0.2321	0.0464
9	20,205	0.2025	7,421	0.0044	0.1706	0.0009

Se obtuvieron valores para  $k$ , del rango de  $0.2025-0.0281d^{-1}$ , que son aproximadamente 10 veces mayor que lo reportado por Ramalho (1993), para la industria química y petroquímica, lo que indica una buena velocidad de reacción aceptable, que se alcanza desde la fase 8 (después de 3 meses, desde el inicio del experimento), por lo que 3 meses son suficientes para la adaptación. Esto se confirma también por los relativamente altos valores de  $K_s$  en el rango de  $105-3,180$  mg DQO/l. Para el coeficiente de crecimiento  $Y$  se obtuvieron valores entre  $0.1706-0.3701$ , comparado con lo reportado por Ramalho (1993), para la industria química y petroquímica en el rango de  $0.31-0.72$ , los valores obtenidos para la fase 8 y 9 son menores entre  $0.1706-0.2321$ , lo cual nos indica que hubo inhibición del crecimiento microbiano, sin embargo se logró obtener una degradación de DQO de alrededor del 70% en promedio. Para  $k_d$  los valores obtenidos son menores, a los reportados por Ramalho 1993, para la industria química y petroquímica, lo que significa que la respiración endógena presente en el experimento fue menor que la reportada en la literatura para otros sistemas anaerobios. La biomasa en este caso no creció, pero tampoco disminuyó su cantidad durante los 5 meses de experimento. Esto indica que se puede alcanzar una alta edad del lodo en sistemas anaerobios que tratan este tipo de efluente (químico-farmacéutico) y la renovación de la biomasa es muy lenta. El sistema anaerobio, en estas condiciones, es muy sensible a cargas choque de alta toxicidad que puede provocar desestabilización y fallo del proceso.

**Para el arranque, se recomienda aplicar concentraciones de DQO menores a 19.3 g/l y mayores de 14.7 g/l., esto debido a que el sistema sufre una desestabilización a concentraciones mayores.**

**Asimismo, la concentración de DQO se debe aumentar gradualmente, ya que de esta manera es posible la adaptación del sistema y se obtiene así la estabilización.**

**Con base en las constantes cinéticas obtenidas es posible diseñar y adaptar el sistema de tratamiento apropiado para una industria en particular.**

## CAPÍTULO 8. BIBLIOGRAFÍA

### BIBLIOGRAFÍA

APHA, AWWA and WPCF, 1989. Standard methods for the examination of water and wastewater 17th edition. *American Public Health Association, American Water Works Association, Water Pollution Control Federation, Washington, D.C.*

Briones R., Rodríguez D. y Noyola A., 1988. "Tratamiento de un agua residual de tipo doméstico con reactores anaerobios avanzados y lirio acuático". *Memorias I Simposio Nacional sobre Ingeniería Ambiental. Instituto de Ingeniería-UNAM.*

Craveiro, A. M., 1991. Evolution and present situation of full scale anaerobic digestion of industrial wastewater in Brazil. *In Sixth International Symposium on anaerobic digestion, Sao Paulo Brazil: 86.*

Degremont, Manual Técnico del Agua, 1979.

Eckenfelder, W. W., Malina, J.F. Jr., Patterson, J. W., 1992. Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes. *Malina Pohland, Vol. 7.*

Field, J., Sierra, R. y Lettinga, G., 1988. "Ensayos anaerobios". *4° Seminario sobre depuración anaerobia de aguas residuales, Valladolid, España.*

Font R. y López Cabanes J. M., 1992. "La digestión anaerobia de lodos de depuradora en las plantas de tratamiento". *División de Ingeniería Química, Facultad de Ciencias, Universidad de Alicante, Tecnología del Agua, No. 92.*

Fox, P., Suidan M.T., and Pfeffer J.T., 1988. Anaerobic treatment of a biologically inhibitory wastewater. *J. Water Pollution Control, Fed.* 60 (1), 86-92.

Garcla S. Silva G. y Guyot J. P., 1988. "Selección de fuentes potenciales de inóculos naturales para digestores anaerobios". *XIX Congreso Nacional de Microbiología, Monterrey, N. L.*

Guiot, S.R., Paus, A. and Costerton, J.W., 1992. A structured model of the anaerobic granule consortium. *Wat. Sci. Technol.* 25(7).

Gujer W. & Zehnder A.J.B., 1983. Conversion processes in anaerobic digestion. *Water Science & Technology, Vol 15.*

Iza J., Colleran E., Paris J. M. y Wu W. M., 1992. "Seminario Internacional sobre tecnología del tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas e industriales: Resumen Final". *Tecnología del Agua, No. 92.*

Jonguitud V.F., Noyola A., Jiménez B., Guadarrama M.A., Alonso D.C., 1982. "Digestión anaerobia de desechos agrícolas y domésticos en zonas rurales-1a. etapa". *Proyecto 1323 elaborado para el Instituto de Ingeniería-UNAM.*

Kupferle, M.J. Tsaichu Chen, V.J.Gallardo, D.E. Lindberg et all, 1995. Anaerobic pretreatment of hazardous waste leachates in publicly owned treatment works. *Water Environment Research*, 67 (6).

Lettinga, G., Homa, S.W., Hulshoff Pol, L.W., de Zeeuw, W., de Jong, P., Grin, D. and Roersma, R. (1983). Design, operation and economy of anaerobic treatment. *Wat. Sci. Tech.*, 15(8/9).

McCarty P. L., 1964. Anaerobic wastewater treatment fundamentals. *Pub. Works* 95:No. 9, 10, 11, 12.

Metcalf & Eddy, Inc., 1985. Ingeniería Sanitaria: tratamiento, evacuación y reutilización de aguas residuales.

Metcalf & Eddy, Inc., 1979. Wastewater Engineering: Treatment, disposal, reuse. *Second edition, Boston, McGraw-Hill.*

Mahoney, E.M., Varangu, L.K., Coirnes W.L., Kozaric, N. & Murraye, W.L. , 1987. The effect of calcium on microbial aggregation during UASB reactor start-up. *Wat. Sci. Tech* 19.

Noyola Robles A., 1989. "Los procesos anaerobios en el tratamiento de aguas residuales" . *Memorias I Internacional sobre biotecnología en la agroindustria cafetalera. INMECAFE, ORSTOM, UAM-I, Jalapa, Ver.*

Noyola Robles A., 1993. Sistemas anaerobios. *Curso IMTA-Instituto de Ingeniería UNAM, México.*

París J. M., 1992. "Tratamiento de aguas residuales por digestión anaerobia". *Universidad Autónoma de Barcelona, Tecnología del Agua, No. 92.*

Ramalho R.S., 1993. Tratamiento de aguas residuales. *Reverté, España.*

Rojas Chacón O.,1988. "Factores ambientales que inciden en la aplicación de los procesos anaerobios". *Manual del curso tratamiento anaerobio de aguas residuales, Medellín, Colombia.*

Seif, H.A.A., *et al*, 1994. Effect of temperature and cobalt addition on the performance of anaerobic thermophilic fixed film reactor in the treatment of pharmaceutical wastewater. *Envir Technol*, V14, 2, 143.

Sierra-Alvarez R., Field J. A., Kortekass S. , 1994. Overview of the anaerobic toxicity caused by organic forest industry wastewater pollutants. *Water Science & Technology*, Volumen 29.

Speece, R. E., and McCarty P. L., 1964. Nutrient requirements and biological solids accumulation in anaerobic digestion. *Adv. Wat. Pollut. Res. Proc. of the International conference on water pollution research*, (2): 305-322.

Speece, R. E., 1983. Anaerobic biotechnology for Industrial wastewater treatment. *JWPCF*, 37(1): 416-427.

Shafai, S., and Oleszkiewicz, J.A., 1987. Anaerobic pretreatment of concentrated pharmaceutical wastes. *Environ. Tech. Lett.*, V8, 327.

Soto M., Méndez R. y Lema J. M., 1992. "Determinación de toxicidad y biodegradabilidad anaerobia de aguas residuales". *Tecnología del Agua*, No. 92.

Suidan, M.T., W.U. Cross and M. Fong, 1980. Continuous bioregeneration of granular activated carbon during the anaerobic degradation of catechol. *Prog. Water Technology*, 12, 203-214.

Suidan, M.T., C.B. Strubler, S.W. Kao and J.T. Preffer, 1983. Treatment of coal gasification wastewater with anaerobic filter technology. *J. Water Pollution Control Federation*, 55 (10), 1263-1270.

Seif, H.A.A., *et al*, 1994. Effect of temperature and cobalt addition on the performance of anaerobic thermophilic fixed film reactor in the treatment of pharmaceutical wastewater. *Envir Technol*, V14, 2, 143.

Sierra-Alvarez R., Field J. A., Kortekass S. , 1994. Overview of the anaerobic toxicity caused by organic forest industry wastewater pollutants. *Water Science & Technology*, Volumen 29.

Speece, R. E., and McCarty P. L., 1964. Nutrient requirements and biological solids accumulation in anaerobic digestion. *Adv. Wat. Pollut. Res. Proc. of the International conference on water pollution research*, (2): 305-322.

Speece, R. E., 1983. Anaerobic biotechnology for Industrial wastewater treatment. *JWPCF*, 37(1): 416-427.

Shafai, S., and Oleszkiewicz, J.A., 1987. Anaerobic pretreatment of concentrated pharmaceutical wastes. *Environ. Tech. Lett.*, V8, 327.

Soto M., Méndez R. y Lema J. M., 1992. "Determinación de toxicidad y biodegradabilidad anaerobia de aguas residuales". *Tecnología del Agua*, No. 92.

Suidan, M.T., W.U. Cross and M. Fong, 1980. Continuous bioregeneration of granular activated carbon during the anaerobic degradation of catechol. *Prog. Water Technology*, 12, 203-214.

Suidan, M.T., C.B. Strubler, S.W. Kao and J.T. Preffer, 1983. Treatment of coal gasification wastewater with anaerobic filter technology. *J. Water Pollution Control Federation*, 55 (10), 1263-1270.

Suidan, M.T., Schoeder, A.T., Nath R., Krishnan E.R. and Brenner R.C (1993) Treatment of CERCLA (Comprehensive environmental response, compensation and liability Act) leachates by carbon-assisted anaerobic fluidized beds, *Water Sci. Technol.*, 27 (2), 273-282.

U.S. Department of Energy, Aragona, Illinois, 1990. Investigation and field testing of an aerobic biological treatment of pharmaceutical wastewaters. *Technical report DOE/CH/10239-1*.

Van den Berg L. and Lentz, C.P., 1970. Food procesing waste tratment by anaerobic digestion. *Natl. Res. Council of Canada, 15981*.

Wang Y.T., Suidan, M.T. and Pfeffer, J.T., 1984. Anaerobic activated carbon filter for the degradation of polycyclic N-aromatic compounds. *J. Water Pollution Control Federation, 56 (12), 1247-1253*.

Wang Y. T. Suidan, M.T. and Rittman, B., 1986. Anaerobic treatment of phenol by an expanded bed reactor. *J. Water Pollution Control Federation, 58 (3)*.

Young, J. C. & McCarty, P. L., 1969. The anaerobic filter for waste treatment. *JWPCF, 41, 160-173*.

Zehnder, B. J., 1988. Biology of anaerobic microorganisms. *John Willey and Sons, U.S.A., Cap. 13*.

## QUETZALCOATL

Quetzalcóatl, fue quizás el más complejo y fascinante de todos los Dioses mesoamericanos. Su concepto primordial, sin duda muy antiguo en el área, parece haber sido el de un monstruo serpiente celeste con funciones dominantes de fertilidad y creatividad. A este núcleo se agregaron gradualmente otros aspectos: la leyenda lo había mezclado con la vida y los hechos del gran Rey sacerdote Topiltzin, cuyo título sacerdotal era el propio nombre del Dios del que fue especial devoto. En el momento de la conquista, Quetzalcóatl, considerado como Dios único desempeñaba varias funciones: Creador, Dios del viento, Dios del planeta Venus, héroe cultural, arquetipo del sacerdocio, patrón del calendario y de las actividades intelectuales en general, etc. Un análisis adicional es necesario para poder desentrañar los hilos aparentemente independientes que entran al tejido de su complicada personalidad.



IMPRESO EN LOS TALLERES DE:

**Editorial Quetzalcoatl, S.A.**

Medicina No. 37 Locales 1 y 2 (Entrada por Paseo de las  
Facultades, Frente a la Curva de la Facultad de Medicina de  
Ciudad Universitaria).  
México, 21, D.F. C.P. 04360 Tels: 658-71-66 y 658-70-88

## QUETZALCOATL

Quetzalcóatl, fue quizás el más complejo y fascinante de todos los Dioses mesoamericanos. Su concepto primordial, sin duda muy antiguo en el área, parece haber sido el de un monstruo serpiente celeste con funciones dominantes de fertilidad y creatividad. A este núcleo se agregaron gradualmente otros aspectos: la leyenda lo había mezclado con la vida y los hechos del gran Rey sacerdote Topiltzin, cuyo título sacerdotal era el propio nombre del Dios del que fue especial devoto. En el momento de la conquista, Quetzalcóatl, considerado como Dios único desempeñaba varias funciones: Creador, Dios del viento, Dios del planeta Venus, héroe cultural, arquetipo del sacerdocio, patrón del calendario y de las actividades intelectuales en general, etc. Un análisis adicional es necesario para poder desentrañar los hilos aparentemente independientes que entran al tejido de su complicada personalidad.



IMPRESO EN LOS TALLERES DE:

**Editorial Quetzalcoatl, S.A.**

Medicina No. 37 Locales 1 y 2 (Entrada por Paseo de las  
Facultades, Frente a la Curva de la Facultad de Medicina de  
Ciudad Universitaria).  
México, 21, D.F. C.P. 04360 Tels: 658-71-66 y 658-70-88

## QUETZALCOATL

Quetzalcóatl, fue quizás el más complejo y fascinante de todos los Dioses mesoamericanos. Su concepto primordial, sin duda muy antiguo en el área, parece haber sido el de un monstruo serpiente celeste con funciones dominantes de fertilidad y creatividad. A este núcleo se agregaron gradualmente otros aspectos: la leyenda lo había mezclado con la vida y los hechos del gran Rey sacerdote Topiltzín, cuyo título sacerdotal era el propio nombre del Dios del que fue especial devoto. En el momento de la conquista, Quetzalcóatl, considerado como Dios único desempeñaba varias funciones: Creador, Dios del viento, Dios del planeta Venus, héroe cultural, arquetipo del sacerdocio, patrón del calendario y de las actividades intelectuales en general, etc. Un análisis adicional es necesario para poder desentrañar los hilos aparentemente independientes que entran al tejido de su complicada personalidad.



IMPRESO EN LOS TALLERES DE:

**Editorial Quetzalcoatl, S.A.**

Medicina No. 37 Locales 1 y 2 (Entrada por Paseo de las  
Facultades, Frente a la Curva de la Facultad de Medicina de  
Ciudad Universitaria).  
México, 21, D.F. C.P. 04360 Tels: 658-71-66 y 658-70-88