

91157

1  
2e)

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

FACULTAD DE INGENIERIA

ESTUDIOS CINETICOS DE SISTEMAS ANAEROBIOS

EN REACTORES DE PELICULA FIJA

ALIMENTADOS CON AGUAS BLANCAS DE LA INDUSTRIA DEL PAPEL

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

GEORGINA FERNANDEZ VILLAGOMEZ

T E S I S

PRESENTADA A LA DIVISION DE ESTUDIOS DE

POSGRADO DE LA

FACULTAD DE INGENIERIA

DE LA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

COMO REQUISITO PARA OBTENER

EL GRADO DE

DOCTORA EN INGENIERIA

(AMBIENTAL)

CIUDAD UNIVERSITARIA



## **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 está 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.

# CONTENIDO

	Página
RECONOCIMIENTOS	ii
CONTENIDO	iii
LISTA DE FIGURAS	vi
LISTA DE TABLAS	viii

## CAPITULO 1. INTRODUCCION

1.1 ANTECEDENTES.	1
1.1.1 Prevención y control de la contaminación del agua.	1
1.1.2 Panorama de los recursos hídricos en México.	3
1.1.3 Problemática de las aguas residuales en la fabricación de papel.	5
1.1.4 Aplicación del proceso anaerobio para tratar las aguas residuales de la industria de la celulosa y el papel.	6
1.2 OBJETIVOS GENERALES.	7
1.2.1 Objetivos específicos.	7
1.3 ALCANCES Y LIMITACIONES.	8

## CAPITULO 2. REVISION BIBLIOGRAFICA

2.1 DESCRIPCION DE LA INDUSTRIA DEL PAPEL EN LA REPUBLICA MEXICANA.	9
2.1.1 Importancia económica de la industria de papel y celulosa.	9
2.1.2 Ubicación de las fábricas de papel y celulosa en México.	10
2.1.3 Generación de aguas residuales y sus características.	12
2.2 FABRICACION DE PAPEL Y CELULOSA	14
2.2.1 Procesos de fabricación.	14
2.2.1.1 Fabricación de papel y celulosa.	14
2.2.1.2 Fabricación de papel a partir de papel de desperdicio (fibras secundarias).	19
2.2.2 Características de las aguas residuales de la industria de papel y celulosa.	20
2.2.2.1 Efectos de las aguas residuales de la industria de papel sobre el medio ambiente.	28
2.2.2.2 Alternativas para el tratamiento de las aguas residuales de la industria del papel.	28
2.2.2.2.1 Remoción de sólidos suspendidos.	28
2.2.2.2.2 Tratamiento químico.	29
2.2.2.2.3 Oxidación biológica.	29

2.3	FUNDAMENTOS DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO	31
2.3.1	Proceso bioquímico.	32
2.3.2	Producción de gas.	35
2.3.3	Efectos de los factores ambientales sobre la digestión anaerobia.	36
2.3.3.1	Temperatura.	36
2.3.3.2	Nutrientes.	38
2.3.3.3	Sustancias tóxicas presentes en las aguas residuales.	39
2.3.4	Tratamiento aerobio versus tratamiento anaerobio para aguas residuales.	43
2.3.5	Tipos de reactores anaerobios.	46
2.4	TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES	47
2.4.1	Eficiencia del proceso.	47
2.4.2	Post-tratamiento.	48
2.5	FILTRO ANAEROBIO O REACTOR ANAEROBIO DE PELICULA FIJA	51
2.5.1	Desarrollo del filtro anaerobio.	51
2.5.2	Tipos de filtros anaerobios.	52
2.5.3	Materiales de soporte.	55
2.5.4	Inoculación y arranque de los reactores.	57
2.5.5	Análisis de los resultados experimentales obtenidos utilizando reactores anaerobios de lecho empacado.	61

### CAPITULO 3. DISEÑO EXPERIMENTAL Y EQUIPO

3.1	DISEÑO EXPERIMENTAL	72
3.1.1	Primera etapa.	72
3.1.1.1	Fase 1: Puesta en marcha.	72
3.1.1.2	Fase 2: Condiciones pseudo-permanentes.	73
3.1.2	Segunda etapa.	74
3.2	Descripción del equipo.	74
3.2.1	Reactores anaerobios.	76
3.2.2	Equipo complementario.	76
3.3	METODO EXPERIMENTAL	80
3.3.1	Tipo de agua residual.	80
3.3.1.1	Primera etapa.	80
3.3.1.2	Segunda etapa.	82
3.3.2	Puesta en marcha y operación.	82
3.3.2.1	Puesta en marcha.	82
3.3.2.2	Operación.	85
3.3.3	Control de los reactores, muestreo y análisis.	85

## CAPITULO 4. PRESENTACION DE RESULTADOS Y DISCUSION

4.1 PRIMERA ETAPA.	88
4.1.1 Fase 1: Puesta en marcha.	88
4.1.2 Fase 2: Condiciones pseudo-permanentes.	93
4.2 SEGUNDA ETAPA.	101
4.2.1 Fase 1: Puesta en marcha.	101

## CAPITULO 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	118
-----------------------------------	-----

## APENDICES

APENDICE 1. COMPARACION ESTADISTICA DE DOS METODOS ANALITICOS PARA DETERMINAR DQO	120
APENDICE 2. TABLAS DE RESULTADOS OBTENIDOS EN EL LABORATORIO	122
APENDICE 3. METODO PROPUESTO PARA CUANTIFICAR EL CARBONO PRESENTE EN LA BIOMASA EN LOS REACTORES ANAEROBIOS DE PELICULA FIJA	135

## REFERENCIAS

REFERENCIAS POR ORDEN ALFABETICO	127
----------------------------------	-----

## LISTA DE FIGURAS

- Fig. 1.1. Corrientes superficiales de la República Mexicana.
- Fig. 2.1. Localización de las plantas productoras de celulosa y papel en la República Mexicana.
- Fig. 2.2. Diagrama de flujo general para fabricación de papel.
- Fig. 2.3. Diagrama de flujo simplificado para procesar papel de desperdicio: desfibrado, destintado y blanqueado.
- Fig. 2.4. Diagrama esquemático de la biodegradación anaerobia.
- Fig. 2.5. Efectos del tiempo de residencia hidráulico sobre la eficiencia de remoción de sustancias orgánicas disueltas en reactores anaerobios de lecho empacado.
- Fig. 3.1. Filtros anaerobios de flujo ascendente
- Fig. 3.2. Vista de la parte inferior del filtro anaerobio y colocación del empaque.
- Fig. 3.3. Vista frontal del reactor anaerobio de lecho empacado y flujo ascendente.
- Fig. 3.4. Base del filtro anaerobio
- Fig. 3.5. Vista de la parte superior del reactor y de la tapa
- Fig. 3.6. Esquema del reactor anaerobio de lecho empacado
- Fig. 4.1. Variaciones temporales para el reactor M-1 en ambas etapas.
- Fig. 4.2. Variaciones temporales para el reactor M-2 en ambas etapas.
- Fig. 4.3. Variaciones temporales para el reactor M-3 en la Fase 1 de la segunda etapa.
- Fig. 4.4. Efecto de la carga orgánica inicial medida como DQO sobre su eficiencia de remoción en la Fase 2 de la primera etapa.
- Fig. 4.5. Efecto de la carga orgánica inicial (medida como DQO) sobre su eficiencia de remoción en la Fase 2 de la primera etapa.

- Fig. 4.6. Efecto de la carga orgánica inicial (medida como COT) en la Fase 2 de la primera etapa.
- Fig. 4.7. Efecto de la carga orgánica inicial (medida como DQO) sobre su degradación en la Fase 2 de la primera etapa.
- Fig. 4.8. Efecto de la carga organica inicial (medida como DQO) sobre el volúmen de gas producido en la Fase 2 de la primera etapa.
- Fig. 4.8. Efecto de la carga orgánica inicial (medida como DQO) sobre el volumen de metano producido en la Fase 2 de la primera etapa.
- Fig. 4.9. Efecto de la carga orgánica inicial (medida como DQO) sobre el volumen de metano producido en la Fase 2 de la primera etapa.
- Fig. 4.10. Efecto del tiempo de residencia hidráulica sobre la eficiencia de remoción de sustancias orgánicas disueltas para reactores anaerobios de lecho empacado y flujo ascendente.
- Fig. 4.11. Efecto de la concentración de calcio sobre su porcentaje de retención en la Fase 2 de la primera etapa.
- Fig. 4.12. Efecto de la concentración inicial de los sulfatos sobre la eficiencia de remoción de sulfatos en la Fase 2 de la primera etapa.
- Fig. 4.13. Efecto de la carga orgánica inicial (medida como DQO) sobre la producción de ácido sulfhídrico en la Fase 2 de la primera etapa.
- Fig. 4.14. Efecto del tiempo de residencia hidráulico sobre el pH del efluente de los filtros anaerobios en la Fase 2 de la primera etapa.
- Fig. 4.15. a) Incrustaciones de sales de calcio sobre las partes metálicas de un filtro anaerobio.  
b) material de empaque sin y con biomasa.  
c) Vista de la parte superior del reactor abierto al final de la experimentación.
- Fig. 4.16. a) Biomasa del reactor M-2 vista al microscopio  
b) Efluente del filtro anaerobio visto al microscopio.

## LISTA DE TABLAS

- Tabla 2.1. Características promedio de las aguas residuales crudas de la industria de la celulosa y el papel, para los diferentes procesos.
- Tabla 2.2. Valores promedio para las diferentes subcategorías.
- Tabla 2.3. Composición de sustancias orgánicas disueltas en efluentes de fábricas de papel.
- Tabla 2.4. Composición química de la madera y de las hemicelulosas.
- Tabla 2.5. Micronutrientes que mejoran el funcionamiento del proceso anaerobio.
- Tabla 2.6. Beneficios y desventajas de los sistemas de tratamiento anaerobio para aguas residuales sobre el tratamiento aerobio convencional.
- Tabla 2.7. Tipos básicos de reactores para el proceso anaerobio
- Tabla 2.8. Procesos más relevantes en el tratamiento post-anaerobio.
- Tabla 2.9. Resumen de resultados experimentales obtenidos con reactores anaerobios de lecho empacado.
- Tabla 3.1. Frecuencia de muestreo y parámetros considerados como variables de respuesta en la Fase 1. (puesta en marcha de la primera etapa).
- Tabla 3.2. Cuadro diseñado para la Fase 2. (Condiciones pseudo-permanentes) de la primera etapa.
- Tabla 3.3. Características del agua residual proveniente de la fábrica de papel que tiene el circuito de agua completamente cerrado en mg/L (soluble).
- Tabla 3.4. Composición de la solución de nutrientes, g/L
- Tabla 3.5. Diluciones y concentraciones de DQO soluble en el agua residual para la Fase 2 de la primera etapa, en g/L.
- Tabla 3.6. Características del agua residual proveniente de la fábrica de papel que tiene el circuito de agua parcialmente cerrado en mg/L (soluble)

- Tabla 3.7. Composición de la mezcla utilizada para inocular los reactores en la Fase 1. "Puesta en marcha"
- Tabla 3.8. Estado inicial de los reactores en la Fase 1 "Puesta en Marcha de las dos etapas"
- Tabla 3.9. Resultados de los reactores al final de la Fase 1 "Puesta en Marcha".
- Tabla 3.10 Técnicas analíticas y equipos utilizados para controlar los reactores.
- Tabla 4.1. Datos promediados de carga orgánica disuelta obtenidos para la Fase 1. (Puesta en Marcha) de la primera etapa.
- Tabla 4.2. Resultados obtenidos durante la Fase 1. (Puesta en Marcha) de la primera etapa.
- Tabla 4.3. Composición del biogas en la Fase 1. (puesta en Marcha) de la primera etapa.
- Tabla 4.4. Resultados promediados de carga orgánica disuelta aplicada en la Fase 2. (condiciones pseudo-permanentes) de la primera etapa.
- Tabla 4.5. Resultados obtenidos durante la Fase 2 (condiciones pseudo-permanentes) de la primera etapa.
- Tabla 4.6. Composición del biogas en la Fase 2 (condiciones pseudo-permanentes) de la primera etapa.
- Tabla 4.7. Datos promediados obtenidos para la Fase 1 (Puesta en Marcha) de la segunda etapa.
- Tabla 4.8. Resultados obtenidos durante la Fase 1 (Puesta en marcha) de la segunda etapa.
- Tabla 4.9. Composición del gas en la Fase 1 (Puesta en marcha) de la segunda etapa.
- Tabla A.1. Datos de los reactores M-1 y M-2 de la Fase 1 (Puesta en Marcha) de la primera etapa.
- Tabla A.2. Datos del reactor M-1 de la Fase 1. (Puesta en Marcha) de la primera etapa.
- Tabla A.3. Datos del reactor M-2 de la Fase 1 (Puesta en Marcha) de la primera etapa.

- Tabla A.4. Datos de DQO de influente y efluente de la Fase 1 (Puesta en Marcha) de la primera etapa.
- Tabla A.5. Datos de sulfatos presentes en influentes y efluentes de la Fase 1 (Puesta en marcha) de la primera etapa
- Tabla A.6. Datos de COT y valores del ión Calcio en influente y efluente de la Fase 1 (Puesta en Marcha de la primera etapa.
- Tabla A.7. Composición del gas de ambos reactores de la Fase 1 (Puesta en marca) de la primera etapa.
- Tabla A.8. Remoción de DBQ, COT y SO<sub>4</sub> así como retención del ión calcio de la primera etapa.
- Tabla A.9. Resultados obtenidos para Fase 2. (Condiciones pseudo permanentes) de la primera etapa.
- Tabla A.10. Volumen y composición del gas en la Fase 2 (Condiciones pseudo permanentes) de la primera etapa.
- Tabla A.11. Resultados obtenidos para la Fase 1 (Puesta en Marcha) de la segunda etapa.

# ESTUDIOS CINÉTICOS DE SISTEMAS ANAEROBIOS EN REACTOR DE PELÍCULA FIJA CON AGUAS BLANCAS DE LA INDUSTRIA DEL PAPEL

## R E S U M E N

Este trabajo de investigación consistió en evaluar el funcionamiento de un reactor anaerobio de película fija. Se alimentó con un efluente del proceso de fabricación de papel denominado agua blanca. Dicho efluente fue de alta y baja concentración.

Se realizaron dos etapas experimentales. La primera se llevó a cabo en el Institut fuer Papierfabrikation de la Universidad Técnica de Darmstadt en la República Federal Alemana. La segunda etapa se hizo en los laboratorios de la Sección de Ingeniería Ambiental de la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México.

El efluente de alta concentración correspondió al agua residual de la fábrica alemana. El efluente de baja concentración fue proporcionado por la fábrica mexicana.

Las constantes cinéticas empíricas que se obtuvieron, se pueden utilizar para predecir el comportamiento de sistemas anaerobios de película fija que se operen con condiciones experimentales semejantes.

# CAPITULO 1.

## INTRODUCCION

### 1.1 ANTECEDENTES.

Los programas para mejorar la calidad de las aguas del país son cada vez más urgentes de implantar, pues casi todos los días hay noticias sobre las regiones en las que tanto las aguas superficiales como las subterráneas se están contaminando severamente.

Los enfoques para el control de la contaminación del agua en los últimos 18 años han contribuido a reducir las descargas de ciertos contaminantes de fuentes puntuales; no obstante, con cierta frecuencia, los problemas derivados por la presencia de dichos contaminantes en las aguas residuales no se han resuelto, pues simplemente, estas sustancias se transfieren a otro medio.

Sin embargo muchos sectores industriales recientemente están enfocando sus esfuerzos en esta dirección hacia una reducción considerable en el volumen de las aguas residuales a ser tratadas y en la consideración de alternativas más económicas para el tratamiento. Uno de estos sectores es el de la fabricación de papel y celulosa.

La presente tesis es un esfuerzo importante en esta dirección, mediante un programa de investigación aplicada al tema, con la participación de dos instituciones académicas de alto nivel: la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) a través de la División de Estudios de Posgrado; y el Instituto de Tecnología del Papel de la Universidad Técnica de Darmstadt (Institut für Papierfabrikation, Technische Hochschule Darmstadt) en Alemania.

#### 1.1.1 Prevención y control de la contaminación del agua.

México es un país que posee una gran riqueza natural, en la cual se apoya el desarrollo y el bienestar de sus habitantes. El aprovechamiento racional y sostenido de los recursos naturales, así como su conservación, es una preocupación constante por parte de las autoridades gubernamentales. La agudización de los problemas ambientales derivados de la contaminación indujo al Gobierno Federal en la década de los años sesenta, a iniciar un proceso de administración que incidiera en el mejoramiento del ambiente. En el año de 1972, se creó la Subsecretaría de Mejoramiento del Ambiente, dependiente de la entonces Secretaría de Salubridad y Asistencia; y, México participó en la Conferencia de las Naciones Unidas sobre el Medio Ambiente en Estocolmo, Suecia.

En los años siguientes, adquirió mayor importancia el concepto de mejoramiento ambiental, detectándose la necesidad urgente de efectuar una acción integral en defensa de los recursos naturales y de la ecología del país. Así, el problema de la contaminación y deterioro ambiental se ha considerado desde un punto de vista más global; no solo se trató el problema de la contaminación del agua, aire y suelo y sus consecuencias en la salud, sino del medio ambiente en su conjunto, con un enfoque intersectorial y multidisciplinario en el que se incorporan conceptos de economía, educación, responsabilidad social, participación activa en la protección y restauración de los recursos renovables y legislación en materia ecológica.

Estos conceptos se expresaron en el proceso de Consulta Popular sobre Medio Ambiente y Calidad de Vida en 1982, y quedaron incluidos en el Plan Nacional de Desarrollo 1983-1988.

Con base al referido Plan, se estructuró y se aprobó en 1984 el Programa Nacional de Ecología, el cual plantea que "el modelo de desarrollo mexicano debe apoyarse en la variedad y riqueza de los recursos naturales y valores culturales. Para esos fines, se requiere contar con información precisa y ordenada sobre las condiciones ambientales imperantes en el territorio, en apoyo a las políticas y estrategias que al afecto se han diseñado, debiendo traducirse en acciones que, aun con el rezago existente de algunos años, permitan dar atención a los problemas ecológicos derivados del proceso de desarrollo".

Ya en 1981, la entonces Secretaría de Asentamientos Humanos y Obras Públicas (SAHOP), elaboró el Programa Nacional de Ecología Urbana (1980) y el Programa Nacional de Desarrollo Ecológico de los Asentamientos Humanos. La secretaria de Recursos Hidráulicos (SRH), a partir de 1970, inició estudios a nivel nacional sobre la calidad del recurso hídrico, publicando un documento denominado Protección y Mejoramiento de la Calidad del Agua (1977).

En 1982, con la creación de la Subsecretaría de Ecología, como dependencia de la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología (SEDUE), se da un importante impulso a los asuntos ambientales en México. Las atribuciones de esta Institución, permiten regular el manejo y la utilización de los recursos naturales con una concepción integral para la preservación y mejoramiento del ambiente.

En el aspecto del deterioro de la calidad del agua, en 1980, la SARH estimó, a nivel nacional, una descarga total de aguas residuales a los cuerpos receptores de más de 14 millones de metros cúbicos. Las descargas previstas para el año 2000 se estimaron en aproximadamente 32 millones de metros cúbicos.

Los núcleos urbanos que actualmente producen mayor descarga de aguas residuales son las áreas metropolitanas de las ciudades de México, Guadalajara y Monterrey. En conjunto aportan el 40% de la

descarga total de aguas residuales y el 35% de la carga orgánica total expresada en términos de *Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO)*.

### 1.1.2 Panorama de los recursos hídricos en México.

En México se combinan condiciones que originan una gran variedad de ambientes y especies que constituyen el patrimonio natural de la nación.

Dado que México se localiza entre dos importantes cuerpos de agua del planeta: el Océano Pacífico y el Golfo de México, recibe la influencia de los vientos que ahí se originan y que en conjunto con las montañas del territorio, produce grandes diferencias regionales en la precipitación pluvial y la humedad. Las costas del Océano Pacífico reciben aguas frías del norte, mientras que en las costas del Golfo de México y del mar Caribe, las corrientes acarrearán aguas cálidas provenientes de la zona ecuatorial. Esto tiene un efecto significativo sobre el clima y los ecosistemas costeros (Fig. 1.1).

La mayoría de los ríos son de origen pluvial y en casi todos ellos existe una diferencia notable en el caudal de agua que llevan, entre la poca de lluvia y la poca de estiaje. En la república mexicana se registra, en general, una estación lluviosa que se presenta en el período que va desde el mes de mayo al mes de octubre. Durante este lapso, se precipita en algunas regiones hasta un 90% de la lluvia media total anual. Sin embargo, más del 70% de la superficie del país está constituida por regiones clasificadas como zonas áridas y semiáridas.

La vertiente del golfo de México está determinada por la sierra Madre Oriental y, en contraste con la vertiente del Pacífico, es de menor pendiente. Por la lejanía de las montañas a la costa, la llanura costera es típicamente ancha. Solamente existen costas de alto relieve en la Zona de los Tuxtlas, que corresponde a la parte terminal del eje transversal volcánico. Por lo anterior, los ríos de la vertiente del golfo de México, son menos rápidos, más caudalosos, de menor estiaje y tienen mayor longitud navegable que los ríos de la vertiente del Pacífico.

La vertiente del Pacífico está determinada por las sierras Madre Occidental del Sur y de Chiapas. Estas sierras se encuentran muy cerca de la costa, por lo que la llanura costera es muy angosta y, como consecuencia, los ríos tienen una fuerte pendiente en la mayor parte de su curso. En la poca de lluvias, estos ríos escurren caudalosos y torrenciales, generalmente con un máximo durante el mes de septiembre, para luego decrecer a un mínimo o secarse durante los meses de abril, mayo y junio.

La península de Yucatán constituye una cuenca arréica, es decir que prácticamente no tiene escurrimientos superficiales, caracterizada por su escaso relieve y roca madre muy permeable.

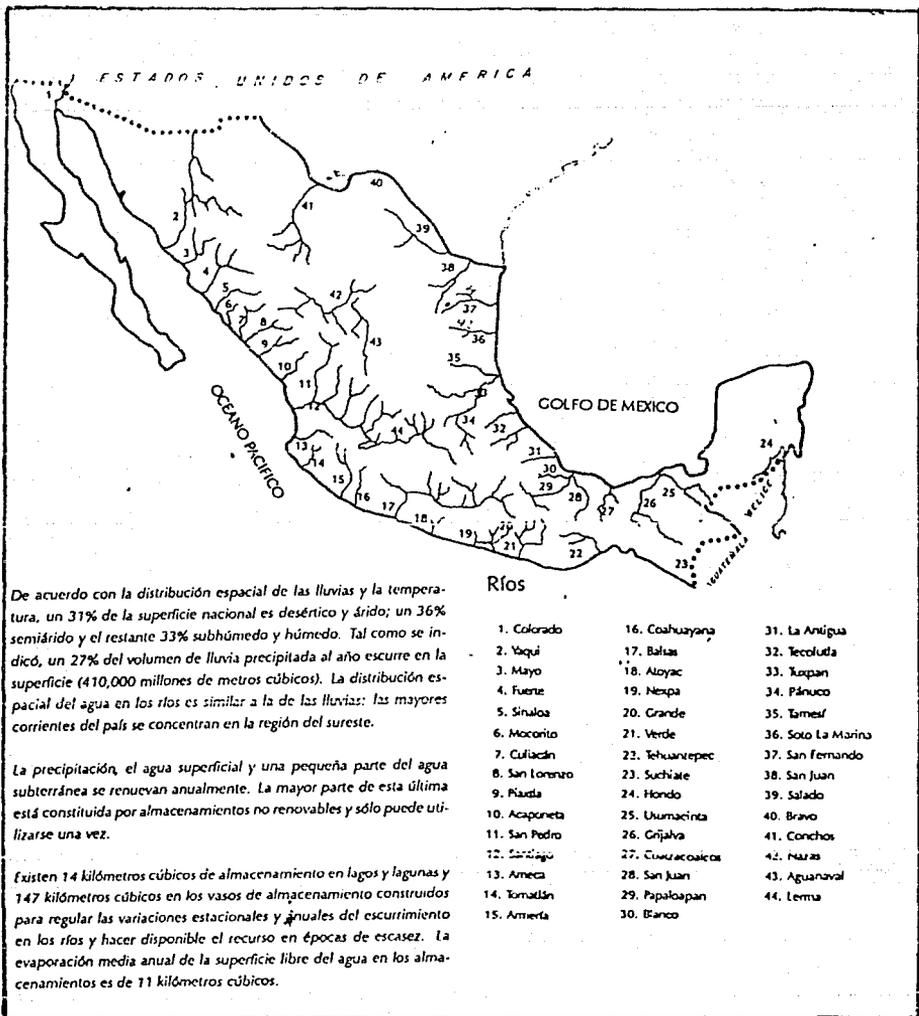


Fig. 1.1. Corrientes superficiales de la República Mexicana.

Los ríos de la vertiente del golfo de México conducen volúmenes totales de 245 168 millones de metros cúbicos, lo que representa el 60% del total nacional. Tan sólo el transportado por el sistema Grijalva-Usumacinta representa un 30%. Según datos del Plan Nacional Hidráulico de la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos, el volumen de agua natural que conducen anualmente los ríos, también llamado escurrimiento virgen, se calcula en alrededor de 410 021 millones de metros cúbicos.

En México se han identificado un total de 4,150 cuerpos de agua que representan una superficie de 802,006 ha.

Es importante señalar que dada la irregularidad de los regímenes de agua del país, tanto a través de su territorio como a lo largo del año, se han realizado obras hidráulicas de gran magnitud, como son presas, bordos y canales que permiten almacenar y distribuir volúmenes considerables de agua, de acuerdo con la demanda de los diferentes usuarios del recurso.

### 1.1.3 Problemática de las aguas residuales en la fabricación de papel.

Actualmente, se tienen reguladas, por la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología (SEDUE), las descargas de las industrias que más contaminan. Una de ellas es la de papel y celulosa, la cual ocupa el séptimo lugar en volumen de descarga, entre las 13 principales ramas manufactureras del país. Este sector industrial se identifica oficialmente por el Código Industrial número 2711; incluye 73 establecimientos registrados en la Cámara Nacional de la Industria de la Celulosa y el Papel. Las aguas residuales de esta industria, de acuerdo a su ubicación en el territorio nacional (Fig 1.1), afectan a 9 de las 20 principales cuencas hidrológicas, que están designadas para atención prioritaria.

El 4 de agosto de 1989, en la Gaceta Ecológica, Vol. 1, No. 2, la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología publicó los límites máximos permisibles de descarga y los procedimientos para la determinación de contaminantes en las descargas de desechos líquidos en cuerpos de agua provenientes de 14 sectores industriales y para centrales termoeléctricas. En este documento se encuentran detalladas las normas técnicas para análisis y control de las descargas de la industria de Celulosa y Papel (NTE-CCA-015/88); la industria de Papel a partir de celulosa como materia prima (NTE-CCA-024/88); y, la industria del Papel a partir de Fibras Secundarias como materia prima (NTE-CCA-025/88).

Los parámetros que se regulan son: *unidades de pH, demanda bioquímica de oxígeno, sólidos suspendidos totales, sólidos sedimentables, grasas y aceites.* Además de los parámetros anteriores, serán incluidos en las condiciones particulares de descarga los siguientes: *temperatura, alcalinidad, sólidos disueltos, demanda química de oxígeno, Nitrogeno amoniacal, color metales pesados, fenoles y sulfitos.*

Las disposiciones reglamentarias recientes han estimulado los esfuerzos e inversiones en este importante sector, para incrementar los sistemas de prevención y control de las descargas contaminantes, a pesar del elevado costo que involucra el diseño y la construcción de las plantas de tratamiento. Asimismo, tratar de aprovechar las instalaciones existentes, resolviendo los problemas de operación que presentaban.

Los procesos de tratamiento de aguas residuales que actualmente utiliza la industria de la Celulosa y el Papel en México son del tipo convencional. Básicamente, se emplea tratamiento primario y, en algunos casos han implementado un tratamiento biológico, de los cuales muy pocos son de tipo anaerobio.

Los procesos anaerobios resultan atractivos para varios de los efluentes de esta industria, sobre todo por la baja producción de lodos, ahorro de capital para equipo de proceso, eliminación de equipo de aereación y, por lo tanto, bajo consumo de energía eléctrica, producción de biogás como subproducto, y uso mínimo de sustancias químicas.

#### 1.1.4 Aplicación del proceso anaerobio para tratar las aguas residuales de la industria de la celulosa y el papel.

La tendencia actual, dentro de la industria en general, es investigar nuevos procesos de producción, con miras a sustituir las materias primas por otras que no generen residuos tan contaminantes, reciclar los subproductos de un proceso y buscar la mejor alternativa de disposición de dichos residuos o en su defecto, implementar un dispositivo para incinerarlos y con ello recuperar energía.

De acuerdo a los diferentes procesos para producir celulosa y papel, todas estas medidas resultan accesibles, ya que algunos efluentes se pueden reciclar. Además, actualmente, se buscan otros reactivos y métodos de blanqueo de las fibras.

Los subproductos generados, como pueden ser las fibras demasiado cortas, están siendo objeto de estudios para posibles aplicaciones posteriores, ya sea de forma individual o combinándolas con otras sustancias para fabricar nuevos productos.

Las materias primas se pueden sustituir y al respecto se han realizado investigaciones con el fin de producir papel a partir de materiales vegetales, incluyendo las llamadas fibras secundarias, que comprenden el papel susceptible de integrarse nuevamente al proceso.

Las medidas anteriores, resultan de mayor utilidad cuando se combinan. Existen fábricas que producen papel a partir de fibras secundarias (papel reciclado) y generan grandes cantidades de aguas residuales, que contienen fibras y sustancias que se emplean

nuevamente en la formación del papel. Estas instalaciones tienen la tendencia a cerrar los circuitos de agua dentro de las plantas, con el objeto de llegar a *zero descarga*.

Sin embargo, la aplicación de estas medidas, redundan en la pérdida de calidad del producto y sólo en casos excepcionales se podría operar con el circuito de agua completamente cerrado.

No obstante, la integración de un proceso biológico de purificación, dentro del circuito cerrado que lleva las aguas blancas, puede ayudar a resolver este problema, el cual es específico de las plantas que fabrican papel a partir de fibras secundarias.

En los últimos años, se ha fijado atención especial en los procesos anaerobios, como una posibilidad económica de tratamiento, ya que las aguas blancas contienen una carga orgánica alta y una cantidad de sólidos factible de reducir. Además, la fábrica contaría con una fuente aterna de energía, a partir del biogás desprendido de estos procesos.

Desde la década pasada, en algunos países europeos, se han desarrollado algunas investigaciones para tratar los diferentes efluentes de la industria de papel y celulosa, mediante procesos biológicos, especialmente sistemas anaerobios.

Debido a que se ha incrementado el uso de productos de papel reciclado, también se ha puesto interés en el tratamiento de los efluentes de este proceso, en particular. Los reactores anaerobios de película, se han estudiado para tratar las aguas blancas, y los resultados obtenidos, fomentaron proyectos experimentales en países en vías de desarrollo, como México, que están en la mejor disposición de implementar medidas para la prevención y el control de la contaminación del agua.

## 1.2 OBJETIVOS GENERALES.

Esta investigación tiene por objetivo:

Evaluar la aplicación de un proceso anaerobio para el tratamiento de aguas residuales de la industria del papel.

### 1.2.1 Objetivos específicos.

Estudiar los problemas de la puesta en marcha y operación de los reactores anaerobios de película fija y flujo ascendente, alimentados con agua residual industrial.

Evaluar el comportamiento de los filtros anaerobios de flujo ascendente para el tratamiento de aguas blancas de alta y baja concentración de materia orgánica provenientes, de las fábricas de papel, bajo diferentes condiciones de operación.

Estudiar la producción de metano y la remoción de sustancias orgánicas disueltas presentes en las aguas residuales de la industria del papel, empleando un proceso anaerobio y bajo condiciones restringidas de operación.

Aplicar modelos matemáticos a los resultados experimentales obtenidos, encontrando constantes empíricas que puedan utilizarse en el dimensionamiento de sistemas de tratamiento para aguas residuales de la industria de papel.

### 1.3 ALCANCES Y LIMITACIONES.

El estudio contribuirá a la generación de información sobre diferentes condiciones de operación de reactores anaerobios de película fija, alimentados con aguas blancas de la industria del papel y seguramente para manejar efluentes similares de otros sectores de la industria.

En países en desarrollo como México, en el que el recurso hídrico tiene que protegerse cada día más, el cierre de los circuitos de agua en algunos procesos industriales, es ya un imperativo.

El llevar a cabo una parte de la investigación en un país desarrollado como lo es Alemania, servirá para estimular la vinculación institucional y el intercambio de investigadores y experiencias entre los dos países.

Esta investigación representa un esfuerzo y apoyo económico de la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Autónoma de México y del Instituto de Tecnología del Papel de la Universidad Técnica de Darmstadt (Institut für Papierfabrikation, Technische Hochschule Darmstadt) en Alemania.

## CAPITULO 2.

### REVISION BIBLIOGRAFICA

#### 2.1. DESCRIPCION DE LA INDUSTRIA DE PAPEL EN LA REPUBLICA MEXICANA

La Industria de Papel y Celulosa es una de las más importantes en la República Mexicana y sus procesos actualmente, emplean grandes volúmenes de agua para elaborar sus productos finales.

##### 2.1.1 Importancia económica de la Industria de Papel y Celulosa.

El crecimiento del Producto Interno Bruto que en 1988 fué del 1.4%, para 1989 se estimó el incremento en 2.9%, como resultante de la reactivación del mercado interno, motivado por el aumento de la inversión privada, que se esperaba en un 8.3%. La industria de papel y celulosa, registró un crecimiento en la producción de papeles de 5.5% en 1989.

En 1989, la producción total de celulosas y pastas decreció 1.3% con respecto a 1988. Al analizar la producción de celulosas por rubro, se observó que la fabricación de celulosa al sulfato blanqueada creció 14.1% y la de celulosa al sulfato sin blanquear decreció 19.1%.

El índice de recolección de fibra secundaria se estimó en 45.4% y el consumo total de materias primas fibrosas para la producción de papel creció 3.6%. La mezcla fue de 34.3% de fibras vírgenes y 65.7% de fibras secundarias.

La producción total de papel durante 1989, registró un crecimiento de 5.5%; los papeles para escritura e impresión la incrementaron en 5.5%; los de empaque en 7.6% y los papeles especiales en 3.3%; por el contrario, el rubro de papel sanitario y facial registró un decremento de 2.2%. Se estimó que el consumo aparente de papel creció 9.0%.

Durante 1989 se presentó un incremento de 1.9% en la mano de obra directa ocupada en la industria, con relación a 1988 (en 1989, laboraron en esta industria, 33,934 personas); el coeficiente de utilización de la capacidad instalada para la producción de la celulosa fue de 72.4% y para la de papel de 80%.

Las exportaciones de celulosa durante 1989, fueron de 31 mil toneladas. Se estimó que el volumen de importaciones de materias primas fibrosas, fue de 1 millón 358 mil toneladas

Las importaciones de papel continuaron a la alza, con motivo de la apertura comercial y de la falta de regulación para estos productos, teniéndose como resultado un incremento estimado del 20.6% (172 mil toneladas) respecto de 1988. Destacan por su

importancia los volúmenes importados de papeles especiales y de escritura e impresión, cuyo incremento respecto de 1988 representaron, respectivamente, 58.2% y 145.6%.

Para subsanar la problemática a la que se enfrenta esta industria debido a la apertura comercial, se han tomado una serie de medidas que se resumen básicamente a las siguientes: (1) instrumentar un modelo de desarrollo, el cual tiene como objetivo una adecuada integración para responder a las expectativas de la década de los 90s, en cuanto al crecimiento de la demanda interna y el mantenimiento de la plataforma de exportación de manera competitiva; (2) realizar inversiones del orden de los 1,500 millones de dolares para responder a las expectativas de la próxima década; (3) continuar dialogando con las autoridades para participar en el desarrollo de la industria mediante programas adecuados de financiamiento, modificaciones en el plano jurídico, que regula el aprovechamiento de la tierra y de sus recursos, aplicación de regulaciones para importaciones y exportaciones de los productos.

De acuerdo a estimaciones de la Comisión de Planeación de la Cámara Nacional de las Industrias de la Celulosa y del Papel y de las perspectivas de la economía nacional para los próximos cinco años, se espera que para 1994 el consumo interno de papel crecerá en 669 mil toneladas respecto a 1989, así como un incremento en la capacidad instalada para la producción de papel en 885 mil toneladas durante los próximos cinco años.

Para satisfacer la demanda interna de papel en 1994, será necesario el consumo de 3 millones 699 mil toneladas de materias primas fibrosas, lo que significa un incremento de 705 mil toneladas respecto a 1989. Se estima que la capacidad para la producción de celulosas y pastas se incrementará en 160 mil toneladas para 1994.

Los datos anteriores se tomaron de la Memoria Estadística de la Cámara Nacional de las Industrias de la Celulosa y del Papel y no consideran en ningún momento, ni el consumo de agua ni la generación de aguas residuales.

### 2.1.2 Ubicación de las fábricas de papel y celulosa en México.

Dada las grandes cantidades de agua que requiere el proceso de fabricación de celulosa y papel en México (40 L/Kg de papel producido), las fábricas de papel se han ubicado en las zonas en donde tienen mayor disponibilidad del recurso hídrico, tal como se muestra en la Figura 2.1. Esta industria estaba integrada en 1990, por 73 establecimientos localizados en 17 estados de la República. Ocho fábricas producían celulosa; diez eran de celulosa y papel; y cincuenta y cinco fabricaban papel. La proporción mayor de establecimientos se encontraba en el estado de México y en el Distrito Federal (35 en total).

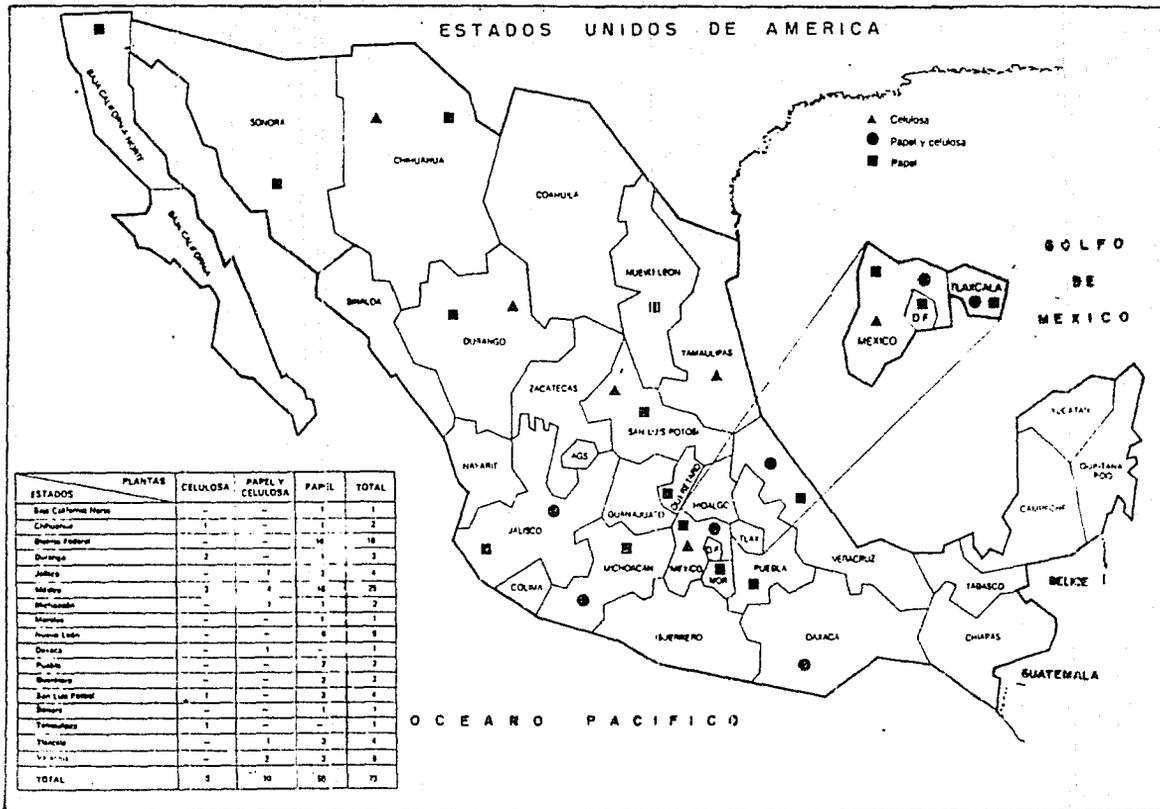


Fig. 2.1. Localización de las plantas productoras de celulosa y papel en la República Mexicana.

### 2.1.3 Generación de aguas residuales y sus características.

La producción de celulosa y papel requiere grandes cantidades de agua para los diferentes procesos. Los procesos con más cantidad de agua para la producción de celulosa son: lavado y cribado, blanqueado, cribado y secado. Estos procesos utilizan 67.4 % del agua. En la mayoría de las plantas los circuitos de agua no están cerrados; sólo en algunas fábricas el agua se recicla para ciertas operaciones, pero después de algunos ciclos, el agua se descarga a los cuerpos receptores previo un tratamiento físicoquímico en la mayoría de los casos. Pocas industrias dan un tratamiento biológico a sus efluentes. La descarga mayor proviene del proceso de lavado y cribado (43.5%) y después del proceso de blanqueado (34.5%).

En las industrias integradas (fabricación de celulosa y papel), la mayor cantidad del agua se utiliza en la máquina formadora de papel (56%) y después en la fabricación de celulosa (11.1%); en cuanto a las descargas, la mayor proviene de la fabricación de la celulosa y la segunda del proceso de blanqueo (52 y 23% respectivamente).

Los índices promedio de descarga reportados por la Cámara Nacional de las Industrias de la Celulosa y el Papel están en un intervalo de 122 a 135 metros cúbicos por tonelada para la celulosa y el índice de descarga para el papel va de 20 a 22 metros cúbicos por tonelada.

Las características promedio de las aguas residuales crudas de la industria de la celulosa y el papel, para los diferentes procesos y para los parámetros de: *sólidos suspendidos totales (SST)*, *sólidos disueltos totales (SDT)*, *sólidos totales (STT)*, *demanda bioquímica de Oxígeno (DBOs)* y *potencial de hidrógeno (pH)*, por proceso, se encuentran en la Tabla 2.1 y en la Tabla 2.2 se presentan los valores promedio para las diferentes subcategorías.

De tal forma que los parámetros contaminantes considerados para esta caracterización son: *DBOs*, *SST*, *sólidos sedimentables*, *nitrógeno-Kjeldahl*, *nitrógeno-amoniaco*, *pH* y *color*. Otros parámetros seleccionados son: *sólidos sedimentables*, *turbiedad*, *coliformes* y *difenilos policlorados*.

Los métodos de tratamiento que se han instalado en México desde hace algunos años, son básicamente para disminuir las emisiones de demanda bioquímica de oxígeno, sólidos suspendidos, sólidos sedimentables y color. Estos tratamientos consisten básicamente de sistemas de flotación y en algunos casos se les agregan polímeros como ayuda coagulantes. Ultimamente, los tratamientos anaerobios se han estudiado a nivel laboratorio para algunos efluentes de esta industria.

Tabla 2.1 Características promedio de las aguas residuales crudas de la industria de la celulosa y el papel, para los diferentes procesos (SEDUE, 1988. "Uso y manejo del agua en la industria de papel y celulosa")

	SST (mg/L)	SDT (mg/L)	STT (mg/L)	DBO (mg/L)	pH
Preparación de la madera:	318	141	459	106	7.0
Fabricación de celulosa					
a) Al sulfato (Kraft)	364	3020	3153	493	10.0
b) Al sulfito	319	4204	4523	2586	2.0
Blanqueo de celulosa					
a) Al sulfato (Kraft)	379	1136	1515	190	2.9
b) Al sulfito	120	1639	1759	200	3.8
Fabricación de papel	425	674	1098	148	5.0

Tabla 2.2 Valores promedio para las diferentes subcategorías (SEDUE, 1988. "Uso y manejo del agua en la industria de papel y celulosa").

Subcategoría	DBOs (Kg/ton)	SST (Kg/ton)	N-Kjeldahl (mg/L)
1. Kraft sin Blanqueo	17	19	-
2. Sulfito neutral semiquímico-Base sodio	25	12	-
3. Sulfito neutral semiquímico-Base amoníaco	630	620	210
4. Kraft sin Blanqueo-Sulfito neutral semiquímico	19	20.5	-
5. Cartón a partir de residuos de papel.	11	19	-

## 2.2 FABRICACION DE PAPEL Y CELULOSA.

### 2.2.1 Procesos de fabricación.

La fabricación de papel ocupa un lugar importante dentro de la historia de la humanidad. El hombre siempre se ha preocupado en dejar huella de su paso por el mundo y, una manera de hacerlo ha sido mediante documentos que preserven sus ideas por el mayor tiempo posible. En un principio, la elaboración del papel constituyó un verdadero arte, actualmente, la tecnología de la elaboración del papel ha evolucionado de manera considerable.

#### 2.2.1.1 Fabricación de papel y de celulosa.

"El papel se fabricó a mano, todavía en el siglo XIX, utilizando materiales y procesos que se habían probado a través del tiempo. Sin embargo, se creó una gran demanda de papel, debido a los progresos en la educación y en las comunicaciones, en los siglos XVII Y XVIII. Como resultado, hubo que apresurarse a implementar los procesos de fabricación de papel.

El descubrimiento del cloro en 1774 como un agente blanqueador, permitió que se emplearan telas viejas y descoloridas para la fabricación de papel. Las fibras iniciales se debilitaron por el cloro y por la formación del ácido a través de la reacción química. Comparado al tratamiento alcalino con cal y con otros tratamientos, este proceso de blanqueo fué más poderoso para las fibras siempre y cuando fuese controlado cuidadosamente.

Un segundo descubrimiento de consecuencia para los fabricantes de papel, fue la invención de la despepitadora de algodón en 1793. Después de este tiempo, se fabricó cada vez más, papel a partir de algodón. A través de las primeras décadas del siglo pasado, el algodón reemplazó al lino, el cual había sido hasta entonces el principal constituyente del papel. El algodón es la fibra más pura que se encuentra en la naturaleza y requiere menos procesamiento que el lino para alcanzar la calidad deseada para la fabricación del papel.

La máquina para fabricar papel en una forma continua, llamada *Fourdrinier*, se introdujo comercialmente en 1812 y se le criticó por el hecho de utilizar fibras cortas y débiles para hacer el papel que anteriormente se obtenía mediante procesos manuales. También se le cuestionó por moldear hojas con fibras en dos direcciones, diferente al arreglo de fibras del papel hecho a mano, lo cual supuestamente disminuía el balance y por tanto la fuerza de la hoja.

La invención de la resina de alumbre como encolante en 1807, hizo posible que el encolado del papel, fuese más fácil y efectivo a bajo costo. Consecuentemente, su uso se extendió a través de la industria del papel. La sustitución del pegamento gelatinoso por

la resina encolante, hizo que el papel tuviese mayor acidez, teniendo como consecuencia, una pérdida en la resistencia al envejecimiento; esta situación no se conoció inmediatamente, pero después sí se reconoció que la acidez residual de la resina de alumbre reduce seriamente la durabilidad del papel. Mediante pruebas de laboratorio, se ha sabido que el uso de la resina de alumbre como encolante, se utilizó ampliamente alrededor de 1850 y por 1870 en los Estados Unidos.

La madera se utilizó en un principio a escala comercial con mucho éxito para la fabricación de papel; esta materia prima se introdujo en 1840. Las fibras de madera mecánicamente procesadas, todavía constituyen el principal componente del papel para impresión, no son purificadas y tienen un tiempo de vida corto. El papel impreso cuidadosamente almacenado, tiene aproximadamente un tiempo de vida máximo entre 15 y 20 años pero si se deja a la luz y al aire libre, se acelera su deterioro a sólo unas semanas.

Poco después, se desarrolló el proceso de pulpeo químico. Primero fue el proceso de carbonato de sodio y después los procesos al sulfato y al sulfito. Modificando estos dos últimos, se hizo posible producir papel más fuerte y de larga durabilidad a partir de la fibra del papel.

La aparición simultánea de las fibras cortas, pulpa de madera, blanqueo con cloro y la resina de aluminio, hizo que el papel fuese más débil y se deteriorara más rápidamente" (Aging of paper. Ann M. Carlton. Britt, 1970).

Fabricar productos de papel, involucra esencialmente la modificación de materias primas, por ejemplo, la madera de los árboles del bosque, o residuos de los aserraderos y molinos de madera, o de ambos para preparar la madera y producir pulpa, blanquearla hasta llegar a la calidad deseada, para formar hojas de papel de fibras entrelazadas y unidas, para convertir así el papel al producto final que se requiere. Estos pasos en la producción de papel se muestran en la Figura 2.2.

Empezando con la descarga de los troncos al molino, las operaciones principales comunes en la preparación de la madera, son: eliminar la corteza de los troncos y aserrarlos hasta dimensiones adecuadas para el siguiente paso en la secuencia de producción. Para otras pulpas que no provengan a partir de madera virgen, los troncos se cortan en pequeñas astillas. Alternativamente, la operación de astillaje se puede hacer en el bosque, en el aserradero o en la planta.

La pulpa se compone de fibras de celulosa y está formada por una variedad de procesos. Las pulpas mecánicas se producen simplemente moliendo la madera, generalmente en molinos rotatorios, y en presencia de agua. Se forman pequeñas fibras atadas, las cuales contienen virtualmente, todos los componentes de la madera original.

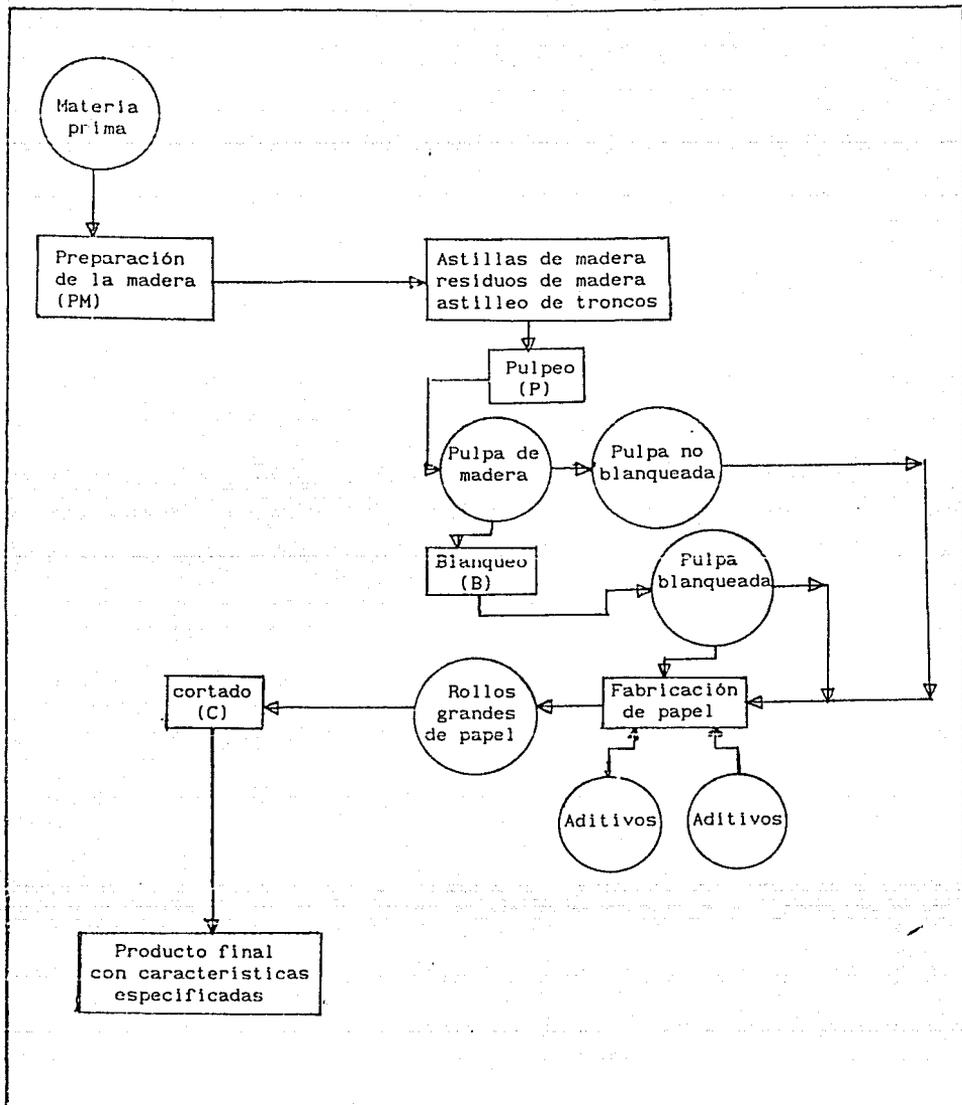


Fig. 2.2. Diagrama de flujo general para fabricación de papel.

Las pulpas químicas, resultan de una cocción de las astillas de madera bajo presión, con varios tipos de soluciones químicas en agua para disolver la mayoría de los materiales presentes en la madera, diferentes a la celulosa. Siguiendo el proceso de cocción, la suspensión de astillas y licor, se descarga bajo presión a un vertedor en donde las astillas se transforman a fibras. La pulpa se lava para liberarla de la solución de cocción y entonces, los componentes de la madera se disuelven. Aproximadamente, la mitad de la materia orgánica presente en la madera se disuelve y pasa a formar parte de la solución de cocción.

La mayor diferencia entre los procesos de pulpeo químico, es la composición del licor de cocción. El proceso al sulfito, emplea una mezcla de ácido sulfuroso y sales ácidas de sulfito de calcio, amonio, magnesio o sodio. El proceso kraft o al sulfato, es un tratamiento alcalino con soluciones de sulfuro de sodio e hidróxido de sodio. Todos los procesos con excepción del proceso de pulpeo al sulfito de calcio, se pueden operar y de hecho en la mayoría de los casos, se deben operar por razones económicas, para recuperar el licor de cocción gastado y reutilizarlo. Esto involucra, facilidades para la recuperación de sustancias químicas, en la mayoría de los molinos (Bower et al., 1973).

Cuando el papel de desperdicio se emplea como materia prima, el procesamiento de este papel sustituye a la preparación de la madera y los pasos del pulpeo se describen en la siguiente sección. El proceso se muestra en la Figura 2.3.

Para algunos productos finales, sólo se requiere el paso de desfibrado, para otros, además del desfibrado se necesita remover la tinta y para otros más, se necesita desfibrar, destintar y blanquear, como se muestra en la Figura 2.3. Las cantidades y tipos de residuos generados se incrementan con la extensión del proceso, tal es el caso del uso de la madera como materia prima..

En el caso de que se fabrique papel blanco o de colores pastel, se necesitan procesos adicionales de blanqueo y purificación. Las pulpas químicas, se blanquean generalmente siguiendo una secuencia de pasos, utilizando cloro, sosa cáustica, hipoclorito de calcio y en el caso de pulpa kraft se emplea el dióxido de cloro. Las pulpas mecánicas son abrigantadas en menor grado y sin apreciable extracción de componentes, por adición de químicos tales como hidrosulfito de cinc.

El papel se elabora por distribución de la suspensión diluida de proporciones adecuadas de pulpa y pequeñas cantidades de ciertos aditivos sobre: (1) Un movimiento rápido sobre una malla de alambre continua o (2) un cilindro perforado. El agua se drena a través de los orificios permitiendo que las fibras de celulosa se depositen sobre la superficie de la malla como un tejido de fibras húmedas entrelazadas. Esta hoja húmeda se pasa en medio de

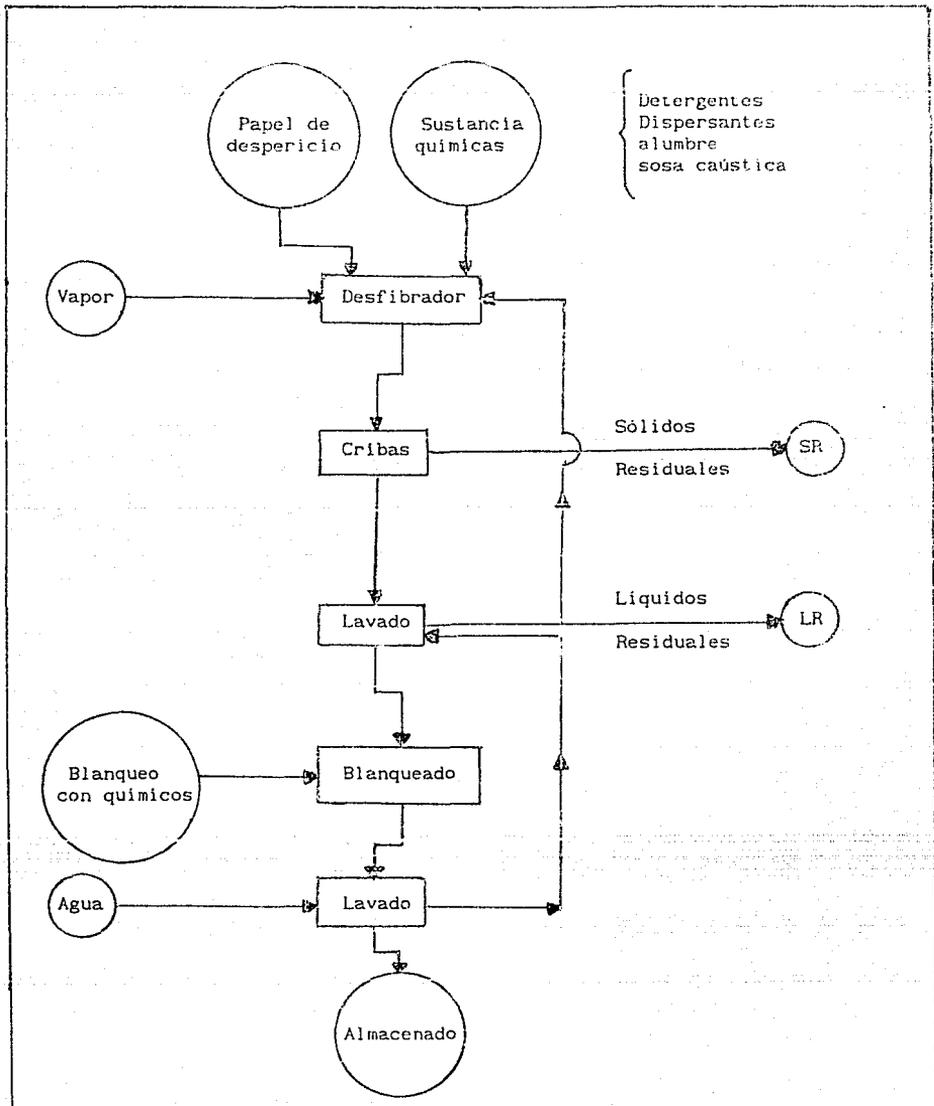


Fig. 2.3. Diagrama de flujo simplificado para procesar papel de desperdicio: desfibrado, destintado y blanqueado.

rodillos para eliminar parte del agua, posteriormente se lleva sobre cilindros calientes, en los que se vaporiza el agua de la hoja, para formar finalmente una tira continua de papel seco, la cual, cuando abandona la máquina, lleva una humedad entre un 5 y un 8 %.

Se pueden aplicar varios tipos de acabados y recubrimientos a la hoja, mientras pasa a través de la máquina y antes del embobinado final (Bower et al., 1973).

#### 2.2.1.2 Fabricación de papel a partir de papel de desperdicio. (Fibras secundarias).

El papel reciclado se ha utilizado para producir pulpa de baja calidad desde principios del siglo XX, entonces se producían diferentes tipos de papel y cartón de envoltura. En los sistemas originales el papel reciclado se desfibraba hasta que la pasta pudiese pasar a través de una malla de 3/4 de pulgada; entonces iba a un sedimentador para eliminar contaminantes gruesos, que se separaban por gravedad; más tarde, esta pasta se deshidratava y se refinaba (Britt, 1970).

Aunque el material de desperdicio contenía una cantidad considerable de contaminantes, la calidad que se requería era tal que la pulpa semi-limpia se podía utilizar. A principios de los años cincuentas, la industria de papel demandó una pasta más limpia para fabricar papeles de recubrimiento y para impresión, por lo que se necesitó implementar nuevos sistemas y técnicas para el blanqueo y la limpieza de este material de desperdicio (Britt, 1970).

Los sistemas iniciales tuvieron muchos problemas para eliminar los contaminantes, problemas que existen hasta ahora. En vez de disminuir, los contaminantes se han incrementado en cantidad y variedad, debido a la introducción de plásticos, fibras sintéticas y adhesivos (Britt, 1970).

También con el tiempo, surge el término "fibras secundarias", que se refiere a cualquier fibra de papel que se utiliza por segunda vez en la fabricación de papel (Britt, 1970).

Debido a que actualmente se aplican tintas colorantes y recubrimientos mediante tecnologías modernas, el término "destinado" tiene un significado diferente al original. Este concepto se emplea para un proceso en el que la pasta se obtiene de una gran variedad de desperdicios impresos y recubiertos por diferentes materiales, dando como resultado muchas clases de fibras secundarias. Algunas de estas fibras secundarias se producen a partir de periódicos viejos, revistas con recubrimiento o sin él, papel de oficina, tarjeta tabular, así como de desperdicios de papel recubierto con plásticos por uno o ambos lados (Britt, 1970).

El costo de la pulpa es la razón principal para inducir a los fabricantes a emplear fibras secundarias para fabricar papel. La inversión que se requiere para una planta de pulpeo de fibras secundarias es mucho menor que la que se requiere para una planta de proceso al sulfito o al sulfato. La capacidad productiva puede ser mucho menor, en comparación a la mínima factible para una planta de pulpa (Britt, 1970).

Algunas ventajas adicionales son: cercanía de la fuente del papel de desperdicio al sitio donde se procesa; independencia del mercado de la pulpa; precio ventajoso cuando se compara al grado correspondiente de adquisición de la pulpa; y el agotamiento de las fibras de madera cercanas al área de los molinos. Este agotamiento implica la alza en el costo del transporte de las materias primas, debido a que las distancias entre los puntos de corte de la madera y los molinos se hacen cada vez más grandes (Britt, 1970).

El papel fabricado a partir de fibras secundarias tiene propiedades especiales que favorecen el proceso de conversión. Esto incluye gran estabilidad dimensional, menor tendencia al enroscamiento para una mejor retención de resinas y rellenos, incremento en la opacidad, formación más uniforme y mejor reproducción de impresos y colores. Para la producción de papel tissue, se reporta que se obtiene un mayor volumen y suavidad cuando se emplea una cantidad sustancial de fibras secundarias. Las desventajas de usar fibras secundarias incluyen: baja resistencia (debido a que el material de desperdicio ya ha sido previamente procesado para fabricar papel y consecuentemente ya ha pasado por un proceso de refinamiento), baja brillantez, la longitud de la fibra es corta, no hay uniformidad en el color y tiene baja inmunidad (Britt, 1970).

Esta pulpa de fibras secundarias se consume en siete clases de papel, éstas son: tissue, papel fino, cajas de cartón, cajas de alimentos, especiales, papel para periódico y pulpa (Britt, 1970).

Los sistemas de pulpeo para fibras secundarias tienen las siguientes etapas: (1) pulpeo o desfibrado; (2) limpiado y cribado; (3) lavado de contaminantes; (4) deshidratado o espesado; (5) blanqueado, si se requiere; (6) lavado y espesado. Esto es cierto dependiendo del tipo de papel y de químicos que se utilicen en el proceso de blanqueo (Britt, 1970).

## 2.2.2 Características de las aguas residuales.

El reuso del agua en la industria del papel es una práctica común actualmente. El hecho de reutilizar el agua, sirve para muchos propósitos, por ejemplo la conservación del agua, de la energía, de aditivos y de fibras.

Teóricamente, sería posible cerrar completamente el sistema de la máquina o del molino, de tal manera que el agua requerida se utilizaría solamente para reemplazar aquella que se pierde por evaporación. Sin embargo, esto es difícil de alcanzar en la práctica, debido a que las condiciones fomentarian el crecimiento de microorganismos, los problemas en el drenaje se agudizarían, la formación de la hoja sería adversamente afectada, probablemente se desarrollarían problemas de olor, las regaderas se taparían más frecuentemente y se incrementaría el número de manchas en la hoja de papel.

Por muchas razones prácticas, en algunas ocasiones las fábricas deben descargar el agua. En la mayoría de ellas, estos efluentes descargados requerirán alguna clase de tratamiento. Este tratamiento es necesario frecuentemente para reducir la DBO (Demanda Biológica de Oxígeno) y la DQO (Demanda Química de Oxígeno), los cuales son dos de los criterios que se emplean generalmente para evaluar la calidad del agua.

Los constituyentes más comunes del agua residual se pueden clasificar en: (1) sólidos suspendidos; (2) sólidos disueltos; (3) sustancias químicas orgánicas e inorgánicas; (4) color y turbiedad; (5) aceite y otros materiales flotantes.

La generación de residuos en la industria de pulpa y papel es una función de siete variables principales, es decir:

$$R = f(MP, PM, P, B, FP, C, PF)$$

Donde

- R = factor de residuos generados, tipo y cantidad
- MP = clase de materia prima
- PM = preparación de la madera
- P = proceso de pulpeo
- B = secuencia de blanqueo
- FP = proceso de fabricación del papel
- C = operación de conversión
- PF = especificaciones para el producto final

Para producir un producto final dado, PF, existen muchas combinaciones posibles de las otras variables (Bower et.al., 1973).

Una proporción alta de los sólidos orgánicos solubles potenciales que entran al sistema de molinos de papel son los carbohidratos (almidones y hemicelulosas), pero éstos se transforman durante la recirculación a la máquina, mediante procesos químicos y microbiológicos.

La actividad de los microorganismos anaerobios presentes en las fábricas es de particular relevancia para el tratamiento anaerobio, ya que convierten los carbohidratos a ácidos orgánicos

tales como el ácido acético (Webb, 1985). La magnitud de la actividad anaerobia, depende de factores tales como la carga de orgánicos recirculados y el número de ciclos en los sistemas de agua, esto se hace evidente en los datos recopilados en la Tabla 2.3. De hecho esta actividad anaerobia no es deseable desde el punto de vista de la fabricación de papel, pero puede ser ventajosa para el tratamiento de efluentes, por las siguientes razones:

i) El ácido orgánico dominante, normalmente presente (ácido acético), puede utilizarse directamente por la bacteria productora de metano.

ii) Como una consecuencia de i), se forma una biomasa con alta actividad metanogénica.

iii) El control del pH se simplifica y hay menos probabilidad de que ocurra una sobre-acidificación en el reactor principal.

La conversión de carbohidratos a ácidos grasos volátiles en un reactor de pre-acidificación separado, es la filosofía que sustenta el proceso anaerobio en dos etapas, pero esta función podría llevarse a cabo razonablemente en un simple tanque de homogenización que preceda al reactor anaerobio principal (Webb y Chem, 1986).

Tabla 2.3. Composición de sustancias orgánicas disueltas en efluentes de fábricas de papel (Webb y Chem, 1986).

Molino	% de fibra secundaria	Almidón utilizado	Consumo de agua (m <sup>3</sup> /ton)	COD medio (mg/L)	Composición orgánica	
					Carbohidratos	AGV
A	80	bajo	11	420	17	47
B	75	alto	23	410	30	24
C	100	ninguno	6.7	850	68	6
D	70	bajo	110	85	45	<5
E	14	ninguno	100	33	17	<8
F	40	medio	79	290	64	31
G	0	alto	69	100	69	13
H	100	ninguno	32	690	80	4
I	100	medio	2.5	4100	75	11
J	100	alto	6.3	1040	34	45
K	80	medio	20	620	76	2
L	80	bajo	28	240	74	10
M	100	alto	3.1	1870	51	10

COD: Carbón orgánico disuelto; AGV: Acidos grasos volátiles

Los nutrientes se deben adicionar a la mayoría de los efluentes de las fábricas de papel con objeto de obtener condiciones óptimas para la remoción de sustancias orgánicas. La biodegradabilidad de la materia orgánica frecuentemente se expresa como una relación entre la DQO y la DBO. Los valores altos indican baja degradabilidad. La influencia de las sustancias tóxicas o de los agentes inhibidores también debe considerarse. En consecuencia, éste es un factor imperante para utilizar microorganismos adaptados en la determinación de la DBO (Rosen y Gunnarson, 1986).

Los macronutrientes que se necesitan para el buen crecimiento de la biomasa son principalmente el nitrógeno y el fósforo; la concentración de ellos en la mayoría de los efluentes de las fábricas de papel es baja. A partir de estudios de tratamientos anaerobios con efluentes sintéticos, Webb y Chem (1986) encontraron que se requieren proporciones de 100:1.2:0.2 3 en términos de DQO:N:P. Esta proporción es mucho más baja que la requerida en los tratamientos aerobios, debido a que en estos últimos, la biomasa que se produce es mayor.

Los micronutrientes incluyendo metales pesados, hierro, cobalto y níquel, son particularmente importantes para la bacteria anaerobia (Speece, 1983). La concentración de estos cationes en los efluentes de las fábricas de papel es variable, sin embargo, los niveles de todos los metales pesados, son bajos. A pesar de estos niveles bajos y de que la mayoría de estos metales pesados se precipitan como sulfuros durante el tratamiento anaerobio, no es necesario agregar mezclas químicas muy caras. (Habets, 1985).

La alcalinidad es la medida de la capacidad de amortiguamiento de un ácido la cual se emplea durante el tratamiento anaerobio para proteger a los metanógenos sensibles de la acidez producida durante la acetogénesis. La alcalinidad de los efluentes dependerá de varios factores, los más importantes serán el tipo de sistema encolante empleado y la presencia de yeso como filtro. Los niveles altos de alcalinidad en los efluentes se deben probablemente a los sistemas de agua muy cerrados (Webb y Chem, 1986).

Para determinar la tratabilidad de efluentes de las fábricas de papel mediante un reactor de lecho fijo, se deben de considerar:

La biodegradabilidad, el balance nutricional, la toxicidad y los sólidos suspendidos presentes. Las características de cualquier agua residual están definidas por el tipo de producción y materia prima empleada.

Varios compuestos de interés, se encuentran presentes en los efluentes de las fábricas, por ejemplo las sustancias químicas para controlar pH, espuma, lodos y corrosión, así como también compuestos químicos para recubrimiento y blanqueo. Los sistemas de agua internos que se cierran, no solamente incrementan el

contenido de materia orgánica, sino también aumentan la concentración de sustancias que son potencialmente tóxicas a la bacteria anaerobia (Rosen y Gunnarson, 1986).

La influencia de partículas sobre una biopelícula no se conoce en detalle, no se sabe si están unidas o libres, esto no está confirmado. La biopelícula puede contener una gran parte de materiales inertes tal como lo indica el alto contenido de ceniza en los lodos (Gunnarson y Rosen, 1985). No se puede excluir, que los sólidos suspendidos tienen una gran influencia sobre el funcionamiento del lecho fijo particularmente en la modalidad de flujo ascendente.

Un estudio de sistemas suspendidos mostró, que un incremento en los sólidos suspendidos inertes de 0 a 20 % medido como porcentaje del contenido de DQO, reduce la relación de carga teórica de aproximadamente 25 a 5 Kg de DQO/m<sup>3</sup>.d, en un contenido de lodos de 30 Kg de SSV/m<sup>3</sup> y una producción de lodos de 0.1 Kg de SSV/Kg de DQO reducido (Henze, 1983; Castillo y Fernández-Villagómez, 1991).

Los tóxicos y los biocidas son los otros componentes de los efluentes de las fábricas que pueden causar problemas durante el tratamiento anaerobio. Las sustancias químicas para limpieza abarcan un intervalo potencialmente amplio de formulaciones, siendo las más comunes las mezclas de álcali y detergente. Estas se utilizan en las fábricas esporádicamente, para limpieza de tuberías.

Aparte de los posibles efectos sobre el pH, los surfactantes aniónicos presentes en los efluentes pueden ser tóxicos a la bacteria anaerobia, pero parece poco probable que se puedan alcanzar concentraciones suficientemente altas en los efluentes ya mezclados. Los solventes limpiadores se pueden usar para problemas específicos de incrustaciones tales como depósitos de pegamentos.

Jopson (1986), encontró durante su investigación trabajando con efluentes de estas fábricas que los solventes organoclorados, son particularmente tóxicos a la materia anaerobia, en concentraciones extremadamente bajas. Tales sustancias no deberían ser utilizadas en ninguna fábrica que tenga un sistema de tratamiento anaerobio para sus efluentes.

Los compuestos de azufre provienen principalmente de los sulfatos los cuales se adicionan en forma de sulfato de aluminio o como resina encolante del ácido sulfúrico. La concentración de sulfato se debe de considerar ya que durante el tratamiento anaerobio se lleva a cabo una reducción completa de sulfatos a sulfuros, los cuales pueden interferir en el proceso, en varias maneras:

1) El ácido sulfhídrico disuelto, es tóxico para la bacteria productora de metano.

ii) El ácido sulfhídrico presente en el biogas causa problemas de olor y aumenta el efecto de corrosión durante la combustión del gas.

iii) Los sulfuros disueltos en los efluentes pueden requerir de un proceso de post-oxidación antes de su disposición.

iv) La presencia de sulfuros reduce la producción de metano. Concentraciones de 150-200 mg/L de este ácido, causan inhibición total en la producción de metano (Jopson, 1986).

La más seria de estas consecuencias es probablemente la necesidad de un post-tratamiento para eliminar los sulfuros solubles. Esta situación puede significar un costo extra, aún en fábricas con bajas concentraciones de sulfatos (Webb y Chem, 1986).

Concentraciones de 150-200 mg/L de este ácido, causan inhibición total en la producción de metano (Jopson, 1986).

Jopson (1986), encontró que los sistemas anarobios pueden tolerar niveles muy altos de sulfatos disueltos (arriba de 4000 mg/L), sin afectar la remoción de compuestos orgánicos y teniendo una reducción completa de sulfatos a sulfuros durante el tratamiento anaerobio del efluente. Aún con niveles bajos de sulfatos (200 mg/L), también se pueden controlar concentraciones significativas adicionando sales de hierro, sólo que entonces se incrementará la producción de lodos.

El tratamiento anaerobio se presenta menos atractivo, conforme la relación sulfato:DQO aumenta. Cualquier materia orgánica medida como DQO o DBO, se transforma de una forma orgánica a una inorgánica. Teóricamente, un valor de 1.5:1 para la relación sulfatos:DQO, elimina toda posibilidad de producción de metano y remoción total de DQO. Por estas razones, el bajo consumo de sulfato de aluminio se considera un beneficio inherente, para cualquier fábrica que esté considerando el tratamiento anaerobio para sus efluentes (Jopson, 1986).

Esto significa que los procesos que emplean encolantes neutros, están en la mejor posibilidad de utilizar esta tecnología. La adición de molibdato de sodio para detener la reducción del sulfato, no ha sido válida en niveles de 2 mg/L de  $\text{MoO}_4$  o mayores, probablemente por razones económicas (Jopson, 1986).

Lettinga (1986), consideró que la factibilidad de cualquiera de los sistemas de tratamiento anaerobio disponibles, de alta y/o baja tasa, debe de considerar algunas características importantes para el agua residual a tratar, como son:

a) Fracción insoluble en la DQO, también como la biodegradabilidad de esta fracción

b) Tipo y cantidad de materia orgánica dispersada

c) Materia orgánica soluble, vs. biodegradabilidad, concentración y composición

d) Materia inorgánica soluble, por ejemplo en el caso de residuos de los molinos de papel, el  $\text{Ca}^{+2}$  y el sulfato

e) presencia de cantidades suficientes de nutrientes, elementos traza (y si están o no disponibles)

f) Presencia o formación de compuestos tóxicos y/o inhibidores

g) Temperatura

Para seleccionar un proceso adecuado, obviamente es de primordial importancia que se pueda garantizar una operación estable y que todos los objetivos principales del sistema de tratamiento se puedan llevar a cabo con el mínimo costo y mantenimiento. Considerando la presencia de sólidos suspendidos en efluentes de fábricas de papel, se puede considerar atractiva la selección de un reactor anaerobio, el cual efectivamente remueve y estabiliza estos contaminantes (Lettinga, 1986).

Sagfors y Starck (1988), estudiaron la caracterización de sustancias polifenólicas con objeto de medir la cantidad de derivados de lignina en efluentes de pulpero kraft ya que los procesos de blanqueo y descortezado son las principales fuentes de sustancias polifenólicas; estos estudios están relacionados a los efluentes que provienen del blanqueo. Consideran además el tipo de maderas y a las secuencias en los procesos de blanqueo.

Odegaard (1988), comenta que la mayoría de los autores parecen estar interesados en una determinación particular, esta es el contenido de materia orgánica. Solamente en muy pocos casos, se proporcionan datos de la composición del efluente proveniente del reactor, tales como concentraciones de sólidos suspendidos, compuestos de nitrógeno y fósforo, metales pesados, etc. Parece también muy sorprendente que la mayoría de los autores consideran solamente el contenido orgánico en el efluente y no distingan entre materia orgánica total y soluble.

La mayoría de las aguas residuales de las fábricas de papel que emplean madera como materia prima, contienen una gran cantidad de compuestos derivados de lignina, los cuales no son fácilmente biodegradables debido a la composición química de la madera, tal como se muestra en la Tabla 2.4. La baja biodegradabilidad de estas aguas residuales se indica por el alto valor de su relación de DQO a DBO, el cual está entre 4 y 6 (Weiland et al. (1988).

Aunque el tratamiento anaerobio puede eliminar la mayoría de la DBO y también muchos compuestos de bajo peso molecular que son considerados como tóxicos al medio ambiente, una gran parte de la DQO permanece en el efluente después del tratamiento. Estas

sustancias recalcitrantes, principalmente de alto peso molecular causan el color oscuro característico de estas aguas residuales provenientes de las fábricas de celulosa. Para eliminar estos compuestos y así mejorar la remoción de la DQO, el tratamiento anaerobio tiene que combinarse con algunos otros métodos de tratamiento. En el futuro, será muy importante desarrollar tales tratamientos combinados.

Tabla 2.4 Composición química de la madera y de las hemicelulosas<sup>a</sup>(Britt, 1970).

	% de madera dura	% de madera blanda
Celulosa	40-50	40-45
Lignina	20-25	25-35
Pectina	1-2	1-2
Almidón	trazas	trazas
Hemicelulosa	25-35	25-30
a. Glucoronoxileno	muy alto	bajo
b. Glucoronoarabinoxileno	trazas	bajo-medio
c. Glucomanan	bajo	grande
d. Galactoglucomanan	muy bajo	bajo-medio
e. Arabinogalactano	bajo	muy bajo
f. Otros galactanos	trazas-bajo	trazas-bajo

a En base extractiva, cenizas y libre

b En ciertas especies vara en cantidades entre media y muy grande

La mayoría de las aguas residuales de la industria de papel contienen compuestos más o menos tóxicos para las bacterias metanogénicas, un problema común es la alta concentración de compuestos de azufre presentes en estas aguas ya que estos se reducen a sulfuro de hidrógeno en el sistema anaerobio. Hay diferentes formas para tratar la toxicidad. En muchos casos, la microflora se puede adaptar a los compuestos inhibitorios. Otra posibilidad es la de diluir en agua residual para disminuir la concentración de tóxicos. Además, muchas aguas residuales se pueden desintoxicar antes del tratamiento anaerobio por medios químicos, físicos o biológicos (Welandar, 1988).

Las aguas residuales que provienen de fábricas que blanquean la celulosa mediante procesos químicos, tienen como principal problema la presencia de ligninas y compuestos húmicos, las que no son fáciles de determinar por ser compuestos de coordinación. Mikkelsen (1988), presentan una forma de analizar residuos de lignina en aguas con sustancias húmicas. Para este propósito se utilizó cromatografía de líquidos de alta resolución. Las posibles propiedades fluorescentes del 4-bromometil-7-metoxi-coumarin (4-Br-MMC) derivado de la lignina y de materiales húmicos, sugirieron este estudio. Este método puede aplicarse a la caracterización de aguas y a la diferenciación entre la lignina y los compuestos húmicos presentes en efluentes de fábricas de papel.

### 2.2.2.1 Efectos de las aguas residuales de la industria de papel sobre el medio ambiente.

Se sabe que la pulpa no tratada y los residuos de papel, son tóxicos a la fauna acuática, aunque para muchos estándares el impacto está limitado. La mayoría de los estudios se han basado en técnicas de bioensayos letales y han trabajado con efluentes de las fábricas que blanquean la celulosa empleando el proceso Kraft (Bengtsson, 1988; Langi y Priha, 1988; Bertoletti et al., 1988; Neuman y Karas, 1988).

Algunas corrientes con tóxicos en fábricas de papel pueden tener LC50 de 96 horas de 1 a 10 % por volumen. Así, que las corrientes deben diluirse entre 1 y 10 % de su concentración original para alcanzar el nivel de muerte del 50 % después de 96 horas. Después de la dilución de grandes volúmenes de efluentes no tóxicos, las aguas residuales de la fabricación de celulosa, tienen una LC50 de 96 horas entre el 25 y el 50 % en volumen.

Normalmente, la concentración mínima de tóxicos en los residuos de pulpa y papel varía desde 1 a 5 UT (UT = Concentración actual del residuo o sustancia / 96-hr LC50) y la mayoría de las sustancias tóxicas tienen un intervalo entre 30 y 50 UT. El uso del concepto UT requerirá que el valor LC50 a 96 horas y la concentración se conozca para todos los efluentes y para todos los residuos de la industria (Salas, 1988).

Gellman (1988) realizó una indentificación de los efectos ambientales de las aguas residuales de la industria de papel, estos son: color, sabor y olor; crecimiento de lodo; calidad bacteriológica del agua (abastecimiento de agua potable y uso recreacional en donde haya contacto con el cuerpo); espuma superficial en el agua; calidad del agua en cuanto a consumo humano; manejo del recurso para pesca y aguas residuales de la industria. Una vez que se identificaron los efectos ambientales principales se eligieron los parámetros de mayor interés, relacionándolos a los efectos sobre la calidad de agua potable y al desarrollo de recursos pesqueros, particularmente a aquellos destinados al consumo humano y también lo refiere al agua subterránea.

### 2.2.2.2 Alternativas para el tratamiento de las aguas residuales de la industria del papel.

Se pueden considerar tres categorías para tratar los residuos de las fábricas de papel: (1) remoción de sólidos suspendidos; (2) tratamiento químico y (3) oxidación biológica.

#### 2.2.2.2.1 Remoción de sólidos suspendidos.

El proceso de sedimentación de acuerdo con Eckenfelder (1966), se puede considerar como sedimentación discreta, sedimentación

floculenta y sedimentación por zonas. La sedimentación discreta ocurre cuando las partículas suspendidas tienen el tamaño o el peso suficiente para sedimentar desde la fase líquida. Este método puede llevarse a cabo en tanques, lagunas, lagos, etc. La sedimentación floculenta es el proceso mediante el cual la velocidad de sedimentación de la partícula se incrementa conforme pasa a través de la profundidad del tanque. El incremento en la velocidad de sedimentación es el resultado de la coalescencia con otras partículas conforme ellas se sedimentan hacia el fondo. En la sedimentación por zonas, las partículas se unen unas a otras conforme la masa general se sedimenta, formando un sobrenadante y una capa de flóculos. Las capas de flóculos sedimentaran uniformemente hasta que la diferencia en densidades de los lodos causen una separación de las capas. El sobrenadante se extrae por la parte superior y el lodo se elimina por la base.

Sin embargo, el sobrenadante puede requerir un tratamiento adicional si las condiciones del desecho produce un sobrenadante floculento. Este proceso se lleva a cabo normalmente en un clarificador, el cual puede ser circular o rectangular.

"Flotación" es un método muy común en la industria del papel. En este método se somete a presión el deshecho. Cuando este deshecho se reestablece a la presión atmosférica se adhieren a las partículas diminutas burbujas de aire y surgen con ambas a la superficie. Los sólidos se remueven de la superficie y el agua clarificada se obtiene por la base (Britt, 1970).

#### 2.2.2.2 Tratamiento químico

La "Coagulación" se emplea para remover completamente partículas de tamaño coloidal presentes en residuos líquidos. El coagulante más utilizado es el sulfato de aluminio (alumbre). El sulfato de aluminio se adiciona al residuo para formar unos flóculos. Estos flóculos son menos solubles a pH 7.0 y están negativamente cargados a un pH de 8.2 y positivamente cargados a un pH de 7.6; entre estos límites, la carga de los flóculos está mezclada. Las sales de hierro también se usan como agentes coagulantes. La adición de polielectrolitos mejora la actividad de la mayoría de los coagulantes. La sílica activada, se usa para este propósito, con mucho éxito. El desarrollo de los polímeros orgánicos, aniónicos, catiónicos y no iónicos, ha abarcado ampliamente el campo del tratamiento de aguas. Esto polímeros se pueden fabricar de diferentes pesos moleculares y variando sus características electrolíticas. Así, se pueden fabricar polímeros para aplicaciones muy específicas. Los polímeros de alto peso molecular son generalmente más efectivos como ayuda coagulantes (Britt, 1970).

#### 2.2.2.3 Oxidación biológica.

Los microorganismos pueden metabolizar al material presente en las aguas residuales, el cual sea biológicamente oxidable, si se les

proporciona un ambiente adecuado. Generalmente se utiliza un proceso aerobio (Britt, 1970).

La digestión anaerobia es un proceso que se emplea frecuentemente para el tratamiento de algunos residuos, pero hasta recientemente, se ha venido aplicando a los residuos de la industria del papel. En los procesos anaerobios se realiza una fermentación en un espacio cerrado, en el cual se evita la presencia de oxígeno molecular. Los productos finales del tratamiento anaerobio son básicamente formas reducidas, tales como: metano, amonio y ácido sulfhídrico. El alto contenido de los residuos de las fábricas de papel, generalmente mitiga al tratamiento anaerobio (Donnelly, 1986).

El acondicionamiento de los efluentes de las fábricas de papel para el tratamiento anaerobio, depende no solamente de la naturaleza de la materia orgánica presente, sino de otros factores tales como la temperatura del agua residual y la concentración de los sulfatos (Webb y Chem, 1986). Para el tratamiento biológico aerobio convencional, hay poca necesidad de averiguar las características específicas del efluente, además de asegurar que la materia orgánica presente es biodegradable y que los materiales tóxicos están ausentes. La situación es diferente, para el tratamiento anaerobio, esto se debe parcialmente, al hecho de que se requieren diferentes grupos específicos de bacterias para completar la conversión de compuestos orgánicos a metano y también, por otro lado, se debe a que la bacteria anaerobia es de naturaleza más sensible que la aerobia.

### 2.3 FUNDAMENTOS DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO.

La digestión anaerobia es una fermentación bacteriana natural, por medio de la cual, la materia orgánica, en ausencia de oxígeno disuelto, se transforma en una mezcla de gases, básicamente, metano y dióxido de carbono. El proceso anaerobio, se ha utilizado ampliamente durante muchos años en China y la India a nivel doméstico donde el gas resulta con un alto contenido de metano; actualmente, todavía se utiliza para calefacción, alumbrado y para cocinar en las casas. En el Reino Unido, como en muchos otros países industrializados, la digestión anaerobia se ha usado para la estabilización de lodos provenientes de las plantas de tratamiento de aguas domésticas, con el fin de adaptarlos para su disposición en suelos agrícolas. El gas generado de este proceso se ha empleado casi universalmente para propósitos de calefacción, aunque recientemente en el Reino Unido, el gas excedente se limpia, se comprime y se aprovecha como una fuente de combustible para vehículos.

Aunque el proceso anaerobio se ha aplicado en los propósitos descritos anteriormente, no fué sino hasta principios de la década de los sesentas cuando recibió atención como un tratamiento de agua residual industrial. Los intentos para transferir la tecnología de digestión de lodos, sin modificación, al tratamiento de aguas residuales no tuvieron mucho éxito. Sin embargo, en los pasados veinte años, los científicos e ingenieros han realizado considerables esfuerzos para alcanzar un entendimiento mayor de la microbiología y para desarrollar exitosamente un intervalo de alta eficiencia en los procesos anaerobios para el tratamiento de aguas residuales industriales.

Como sucede actualmente en todos los campos científicos y tecnológicos, la investigación y el desarrollo continúan evolucionando para mejorar la operabilidad y la economía de los procesos anaerobios.

Donnelly (1986) concluyó: Los procesos anaerobios surgen para proporcionar un buen tratamiento de aguas residuales industriales y se hacen considerables esfuerzos para desarrollar el proceso específicamente para los industriales. Considerar el proceso anaerobio para aplicarlo en la industria en general es todavía relativamente prematuro, sin embargo, por eso es válido para cualquier industrial preguntar si el proceso se ha desarrollado lo suficiente. El medio más directo para atraer su credibilidad sería por medio de los proveedores y usuarios existentes; hasta donde la confidencialidad lo permita, publicar más información sobre los costos reales, funcionamiento y soluciones a los problemas de rutina, los cuales son característicos de la mayoría de las plantas de tratamiento de aguas residuales a escala completa. Tal información es más importante para los industriales que para los artículos de investigación y se elaboraría de una forma más accesible para ayudarlos a ellos, que no son expertos, con el fin de justificar su decisión de utilizar tratamientos anaerobios para aguas residuales.

### 2.3.1 Proceso bioquímico.

El tratamiento anaerobio de residuos orgánicos y su conversión a biogás y lodos ocurre en cuatro etapas básicamente (Habets, 1986):

1. Hidrólisis: Los compuestos orgánicos no solubles se hidrolizan por enzimas excretadas por las bacterias acidificadoras. Ya que la velocidad de este proceso es más bien lenta, frecuentemente se considera como el paso que controla la velocidad del tratamiento anaerobio entero.

2. Formación de ácidos: Los compuestos hidrolizados se convierten a ácidos orgánicos tales como el ácido láctico, el ácido butírico, el ácido propiónico y el ácido acético, por medio de la bacteria formadora de ácido, también se convierten a alcohol, hidrógeno y dióxido de carbono.

3. Acetogénesis: Las sustancias orgánicas de los pasos anteriores se convierten a ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono.

4. Metanogénesis: La bacteria formadora de metano convierte los productos de los pasos previos a metano, como sigue:



Cuando otros aceptores de hidrógeno como nitratos y sulfatos están presentes, la última reacción mencionada para la formación de metano se reemplaza parcial o totalmente por otras reacciones. Los efluentes de la industria de pulpa y papel frecuentemente contienen compuestos de azufre, debido al pulpeo químico (uso de sulfito) o encolantes ácidos del papel (uso de sulfato de aluminio).

Normalmente la bacteria metanogénica desencadena la competencia por el hidrógeno y si el sulfato se encuentra en una gran cantidad, la bacteria sulfato-reductora consumirá todo el hidrógeno disponible:



Esta situación es desfavorable para la eficiencia del proceso (1 mg de sulfuro = 2 mg de DQO) para la cantidad y calidad del biogás y para el olor del efluente. Otra desventaja de la formación de sulfuro puede ser su toxicidad.

Orgánicamente los enlaces del azufre no se afectan (Pinchon et al., 1988). Algo del ácido sulfhídrico está presente en el biogás y otro tanto está disuelto en el efluente.

La degradación anaerobia de las moléculas orgánicas de una sustancia compleja toma lugar vía una cadena alimenticia complicada. Aparte del amplio espectro y diferentes tiempos de generación de los microorganismos involucrados, así como de las complicadas interacciones entre formaciones ácidas fermentativas y metanogénesis, también se debe de considerar aquí el papel

regulador del hidrógeno sobre la formación del ácido acético, por medio de los microorganismos acetogénicos dictado, por la termodinámica. Si el hidrógeno no se utiliza suficientemente rápido por la bacteria formadora de metano entonces, ocurre una acumulación de ácidos butírico y especialmente propiónico, induciendo altas concentraciones para una inhibición marcada de la formación de metano (Aivasidis et al., 1988).

Debido a la degradación en etapas con diversas poblaciones de bacterias, se ha propuesto que la formación de ácidos fermentativos y la metanogénesis debían separarse usando combinaciones del reactor multi-etapas. En particular, se usa la forma de dos etapas de operación, en la cual la acidificación del material fermentable se lleva a cabo afuera del reactor, durante la primera etapa, lo más lejos posible. Entonces, la descarga pasa a la segunda etapa, en donde se lleva a cabo la formación del metano. La inmovilización de los microorganismos debido a la colonización de los retículos en los reactores de lecho fijo con recirculación son convenientes, especialmente para alcanzar una alta producción en relación con el espacio y el tiempo (Aivasidis, 1988).

En algunas ocasiones las aguas residuales se acidifican antes de que lleguen a la planta de tratamiento. De lo contrario, la etapa de acidificación y la formación de metano también pueden llevarse a cabo en reactores separados ocurriendo una granulación en ambos (Donnelly, 1986).

Otra participación son las reacciones de interrelación que ocurren en el sistema durante el proceso de digestión, incluyendo la formación y excreción de factores de crecimiento realizados por un grupo de microorganismos que se requieren para la existencia de otras especies y la captación del medio por una especie de sustancia inhibidora a otra. Gujer y Zehnder (1983), propusieron un sistema de seis etapas para la conversión anaerobia de sustancias orgánicas degradables de alto peso molecular a  $CH_4$  y  $CO_2$  (Fig. 2.4). Estas etapas comprenden:

1. Hidrólisis de proteínas, lípidos y carbohidratos;
2. Fermentación de azúcares y aminoácidos;
3. Oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes;
4. Oxidación anaerobia de intermediarios tales como ácidos grasos volátiles (con excepción del acetato);
5. Conversión de acetato a metano y
6. Conversión de hidrógeno a metano.

Inove y Koyama (1988), encontraron que el hidrógeno juega un papel muy importante como un factor de aceleración en la descomposición del acetato a metano; esto se investigó con base a la teoría de reacciones catalizadas del acetato, propionato y butirato. Estudiaron como se lleva a cabo una conversión biológica de acetato a metano a través de una reacción de reducción del grupo metilo, en la cual el hidrógeno dentro de la célula juega un papel importante. Esto muestra como basándose en la teoría, se puede explicar que la descomposición del acetato, se acelera bajo la coexistencia del propionato o del butirato.

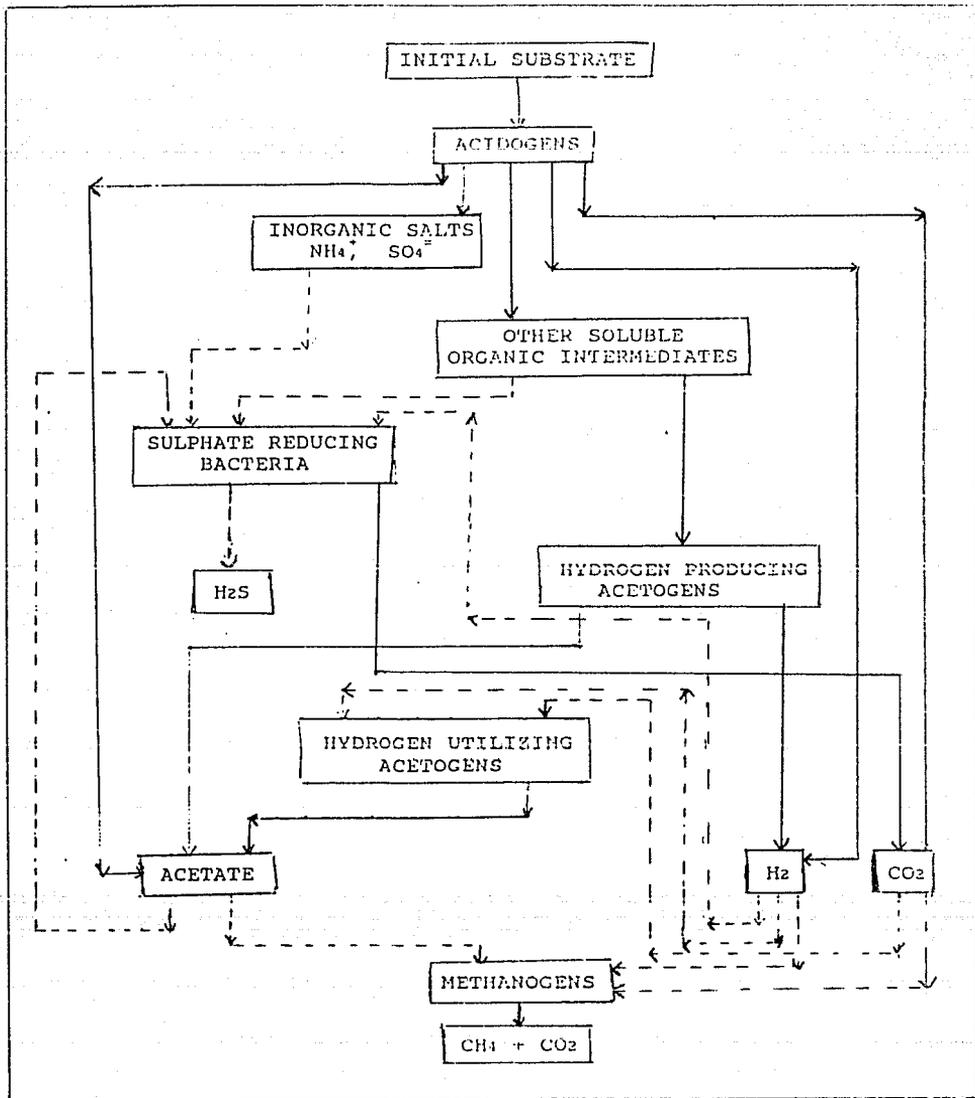


Fig. 2.4. Diagrama esquemático de la biodegradación anaerobia.

### 2.3.2 Producción de gas.

Los procesos de digestión anaerobia, ofrecen un número de ventajas sobre otras formas de conversión de energía (De Renzo, 1977):

- Producen un gas relativamente limpio, el cual se puede comparar al gas entubado.
- Convierten eficientemente el carbón contenido en la materia orgánica a combustible utilizable.
- Muchos tipos de materia orgánica son sustancias potenciales para su conversión a gas.
- El gas es seguro y confiable.
- Existe tecnología disponible a gran escala, particularmente atractiva, que se puede implementar a los procesos, para resolver necesidades inmediatas de energía.

El tratamiento anaerobio de lodos municipales se ha realizado por muchos años. Se ha empleado para reducir los volúmenes que se manejan, para hacer el lodo más fácil de manejar para su posterior deshidratado y en gran escala, contribuir al balance de energía de una planta de tratamiento de aguas residuales utilizando el biogas para calentamiento y generación de fuerza. Acertadamente, en climas calientes, como lo es la India, el biogás excedente, se ha vendido a los consumidores como un combustible. En el Reino Unido, se han desarrollado trabajos sobre el envasado del biogás para vehículos (Kite y Stringer, 1986).

Una contribución de "las plantas de biogás en Europa" se realizó entre mediados de 1981 y principios de 1984 por un grupo de 12 expertos europeos. Cada uno de ellos identificó, visitó y escudriñó casi todos los digestores existentes en su país, siguiendo un formato común. Por 1983, se cuantificaron, un total de 546 digestores de metano construidos en la Comunidad Europea y en Suiza (Nyns, 1985). La biometanización, es una tecnología madura pero su implementación tiene paradójicamente solo un éxito parcial. Las plantas de biogás en las granjas familiares podrían ser económicas pero rara vez lo son, ya sea porque los costos de inversión son muy altos o porque no se puede mantener por largos periodos de tiempo el funcionamiento satisfactorio del reactor. Las plantas de biogás para los residuos de agro-industrias, por el contrario se reconocen cada día más y más, como biotecnologías ambientales bien establecidas.

Cáceres y Chilinguiga (1985), presentaron un documento con una revisión de experiencias y evaluaciones de diferentes proyectos de biogás, almacenados en un banco de datos del Departamento de Bioenergía de la Organización de Energía de Latinoamérica (OLADE) y discuten algunas consideraciones importantes sobre energía y desarrollo rural. En 22 países latinoamericanos, existían proyectos de biogás con implementación en el campo. Estos proyectos tenían una variedad de grados de sofisticación de desarrollo. Las primeras experiencias datan de 1953, pero no fué

sino entre 1975 y 1982 que estos proyectos se incrementaron. En 1984, México tenía 28 biodigestores continuos, la mayoría de ellos menores a 15 m<sup>3</sup>, en ocho instituciones y con 20 especialistas involucrados. Actualmente varias instituciones tanto públicas como privadas hacen estudios sobre digestión anaerobia.

Cuando los proyectos de biogás empezaron, la construcción de biodigestores estuvo muy subsidiada debido a sus apoyos de demostración inicial; sin embargo más tarde, surgieron los problemas. Los principales problemas se pueden desglosar en las siguientes categorías: 1. Problemas técnicos, 2. Problemas institucionales, 3. Problemas socio-económicos, 4. Problemas financieros. La iniciativa privada, se involucra cada vez más tanto en la adaptación de equipo como en estudios de mercado.

Con respecto a reactores alimentados con residuos que contengan celulosa, Puhakka et. al. (1985), hicieron algunos estudios a nivel laboratorio en digestores anaerobios de tipo cúpula flotante. El sustrato fué básicamente de naturaleza celulósica. Los digestores se cargaron inicialmente con una suspensión de estiércol con 1% de sólidos totales. El biogás que se produjo, durante la digestión anaerobia fué de 140 y 226 L/kg de DQO adicionada por día, con un porcentaje de metano de 76%, a un tiempo de retención de 6 y 8 días respectivamente.

Al efectuar monitoreos intermedios de gases trazas, se puede obtener alguna medida del estado metabólico del sistema anaerobio. En contraste al muestreo de la fase líquida, el análisis de gases está sujeto a la adquisición de datos de tiempo reales. Usando un plan experimental establecido, Hickey y Switzenbaum (1988), estudiaron junto con los parámetros convencionales, la estabilidad del digestor y la respuesta del sistema debido a la presencia de tóxicos y a variaciones en cargas hidráulicas y orgánicas. Desde 1985, los estudios se han dirigido para evaluar la eficiencia del monóxido de carbono y del hidrógeno como un medio para controlar al sistema anaerobio.

### 2.3.3 Efectos de los factores ambientales sobre la digestión anaerobia.

Se deben de considerar otros factores de importancia primordial para el proceso de digestión anaerobia, estos son los factores ambientales. En los siguientes párrafos se describirán los efectos de la temperatura, los nutrientes y las sustancias tóxicas.

#### 2.3.3.1 Temperatura.

La dependencia de la temperatura en el tratamiento de aguas residuales es en general, de naturaleza idéntica, para los procesos de digestión anaerobia. El intervalo de trabajo más común para la operación de los procesos es el de 30 a 40°C. Algunos investigadores han mostrado que el proceso anaerobio puede operar en un intervalo de temperatura entre 10 y 14°C, sin presentar cambios importantes en el ecosistema microbiano. A temperaturas entre 40 y 45°C la actividad microbiana es todavía significativa, pero debido a la alta velocidad de decaimiento, los coeficientes de producción observados de la bacteria productora de metano, se

aproximan a cero, por lo que se vuelve difícil a esa temperatura, una operación continua (Henze y Harremoos, 1983).

En sistemas anaerobios de temperatura controlada, no ocurren alteraciones si se excede en 1°C, la temperatura aplicada al reactor, a través de los dispositivos de calentamiento. El calor generado por la actividad de la bacteria bajo las condiciones de digestión anaerobia es, en teoría, suficiente para mantener la temperatura ambiente en un rango mesofílico, pero la energía involucrada como calor en la conversión de aguas residuales típicas, no es adecuada para elevar la temperatura del influente frío ni tampoco para compensar el calor perdido en temperaturas ambientales frías (Stronach et. al. 1986).

Las alteraciones rápidas en la temperatura del reactor, aún de pocos grados, pueden resultar marcadamente negativas en el metabolismo microbiano y se requerirán varios días para la recuperación.

Los cambios de temperatura en un proceso en operación, se deben hacer lentamente, es decir, por etapas de uno por día. Si se sigue este procedimiento, los microorganismos se adaptarán sin ningún problema en el proceso metabólico, aunque la velocidad metabólica cambiar. Cuando se discute la dependencia de la temperatura, es importante distinguir entre la dependencia de temperatura de las diferentes constantes de crecimiento. La velocidad de remoción del sustrato y la rapidez de producción del metano es de interés primordial, pero el coeficiente de producción, la velocidad de decaimiento y la rapidez de crecimiento específico también dependen de la temperatura (Henze y Harremoos, 1983).

Los procesos termofílicos tienen una rapidez de producción de metano bastante constante, independiente de la temperatura en el intervalo de 50 a 70 °C. La velocidad depende del sustrato en un 25 a 50 % mayor que en la rapidez mesofílica a 35 °C (Henze y Harremoos, 1983).

El significado de la temperatura para la velocidad de la digestión anaerobia, indica que la temperatura final de operación del reactor, se considere como uno de los principales parámetros de diseño. En intervalos psicofílicos, mesofílicos o termofílicos, la uniformidad de la temperatura sobre el contenido total del recipiente es muy importante para los procesos de digestión anaerobia.

Una temperatura constante a través del sistema se puede proporcionar mediante un mezclado adecuado del contenido del digestor por medio de aspas, por burbujeo de gas o mediante un intercambiador de calor; Si se localizan áreas fuera de lo normal en el recipiente, las actividades microbiológicas en estas regiones variarán y los incrementos de temperatura en paquetes transitorios inhibirán o inactivarán la población de bacterias.

La ineficiencia de los digestores anaerobios pequeños calentados climáticamente, frecuentemente puede ser resultado de fluctuaciones diurnas en temperatura. La estabilización de las temperaturas internas en reactores a escala industrial en climas

tropicales, puede requerir la incorporación, en cierta forma, de controladores de calor, en caso de que la calidad de efluente y la producción de gas se requieran de una manera uniforme.

También es necesario un mecanismo de agitación suficiente para dispersar cualquier formación localizada de calor dentro del reactor. La luz del sol intensa puede causar variaciones en la temperatura superficial y en la interna si está dirigida sobre un solo lado del reactor. Las variaciones estacionales de la temperatura tendrán poco efecto sobre la población bacteriana si se introducen alteraciones graduales de 1 °C por día en el sistema interno del reactor; tales cambios permiten que los microorganismos se adapten a la nueva temperatura (Stronach et al., 1986).

### 2.3.3.2 Nutrientes.

Adicionalmente a los requerimientos fundamentales de macronutrientes tales como carbono y nitrógeno, se necesita un suplemento del medio bacteriano con ciertos nutrientes específicos para su crecimiento y actividad, ya que existe cierta incapacidad de un gran número de bacterias anaerobias para sintetizar algunas vitaminas esenciales o aminoácidos. Se debe de mantener el nivel mínimo necesario para cualquier nutriente, aquel cuya concentración sostenga una velocidad de crecimiento deseada, aunque también exista un nivel máximo de requerimientos de nutrientes, arriba del cual ocurre la inhibición del sustrato. (Henze, 1983).

En sistemas de reactores anaerobios, la definición de estos límites son vagos o inexistentes. La estimación de los requerimientos minerales resulta particularmente difícil debido a la presencia de complejos metálicos celulares y no celulares. Los fosfatos y los sulfatos también pueden ejercer una represión catabólica de rutas metabólicas específicas, mientras no afecten el crecimiento (Stronach et al., 1986).

Los requerimientos nutricionales de los microorganismos también pueden ser interdependientes: por ejemplo, en presencia de bajas concentraciones de potasio, el sodio es capaz de satisfacer algún requerimiento de potasio. Además, los nutrientes que no son indispensables para el crecimiento, tal como el calcio, tampoco son necesarios para la estabilidad del proceso. Frecuentemente las aguas residuales industriales contienen un exceso sustancial de nutrientes; el ejemplo más común es el fosfato, pero otros tales como los iones de zinc y de cobre, frecuentemente pueden estar cerca de los valores límites (Stronach et al., 1986).

Otros nutrientes diferentes al nitrógeno y al fósforo son esenciales para el proceso anaerobio. La Tabla 2.5 lista algunos de estos compuestos. La necesidad del azufre parece ser de la misma magnitud que la del fósforo. La importancia del níquel para los metanógenos solo se ha estudiado recientemente. Para la digestión de residuos a escala completa no se ha considerado esta necesidad, debido a que el níquel está presente como elemento traza en aguas residuales; pero para experimentos de laboratorio,

la falta de níquel puede reducir considerablemente la actividad bacterial (Henze y Harremoos, 1983).

Tabla 2.5 Micronutrientes que mejoran el funcionamiento del proceso anaerobio (Henze y Harremoos, 1983).

Compuesto	Concentración benéfica en el estudio (g/m <sup>3</sup> )	Efecto
Fe <sup>++</sup>	0.2	Precipitación de sulfuro Floculación/estructura de la biopelícula
Fe <sup>++</sup>	12-120 soluble	
Ni <sup>++</sup>	0.01 ?	Construcción del cofactor F430 en metanógenos
Mg <sup>++</sup>	0.006	Incremento en la actividad
Ca <sup>++</sup>	0.01-0.02	Floculación
Ba <sup>++</sup>	0.01-0.04	Floculación
Co <sup>++</sup>	0.01-0.1	Floculación
Co	0.01	Vitamina B12
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	0.003	Incremento en la actividad
	0.02	Incremento en la actividad

Los intervalos de concentración dados en la Tabla 2.5 no se pueden utilizar como guía ya que resultaron de condiciones experimentales muy específicas. En general, es cuestión de una relación dada entre la materia orgánica y los nutrientes esenciales. La posibilidad de deficiencia de nutrientes siempre se debe considerar en los procesos anaerobios de alta carga para el tratamiento de residuos industriales. Puede requerirse la adición de nutrientes estándar como las sales de extracto de suero (Henze y Herremoos, 1983).

El diseño y la optimización del medio de crecimiento debe, sin embargo, considerar las limitaciones técnicas y económicas impuestas por la naturaleza y la calidad del residuo a procesar (Stronach et al., 1986).

### 2.3.3.3 Sustancias tóxicas presentes en las aguas residuales

El fenómeno de aclimatación se observa, pero no se entiende. Quizás si se entendiese mejor podría explotarse con mayor eficiencia. De la amplia variedad de tóxicos ensayados para la respuesta metanogénica, parece ser que el sitio específico de daño en la célula podría depender del tóxico (Speece, 1985).

Diversas observaciones generales sobre toxicidad efectuadas en la digestión anaerobia indican que los metanógenos muestran el mismo patrón de respuesta común a una gran gama de tóxicos (Speece, 1985).

Las sustancias inhibidoras o tóxicas para el tratamiento biológico, pueden ser orgánicas e inorgánicas. Se puede hacer una distinción entre los compuestos, los cuales pueden ser necesarios en pequeñas cantidades, pero tóxicos a altas concentraciones, por ejemplo, el azufre y el níquel, y compuestos que son tóxicos también en niveles bajos, por ejemplo los halógenos orgánicos. Los materiales tóxicos pueden aparecer en forma discontinua o ser una parte constante del agua residual. Los efectos tóxicos pueden ser bacteriostáticos, es decir, permanentes, definiendo con ello la toxicidad para el diseño del proceso global (Rosen y Gunnarson, 1986).

El control de tóxicos se lleva a cabo preferentemente removiendo el material tóxico de las aguas residuales o por separación de las corrientes. Si esto no es posible, existe todavía un número de alternativas, por ejemplo, la remoción de las sustancias tóxicas en pretratamientos, por precipitación, aeración y separación, la adición de compuestos antagonicos o la dilución a niveles de toxicidad mas bajos. La precipitación se usa ya sea antes o en el interior del reactor (Rosen y Gunnarsson, 1986).

Se pueden encontrar problemas serios a valores de pH altos dentro del reactor, en la conversión de sulfuros a azufre. Debido a que la oxidación de los sulfuros produce OH y el pH se eleva. Por tanto el valor del pH en el reactor es uno de los objetivos principales de Buisman et. al. (1988). Al final, el valor del pH puede variar de 6.5 a 9 sin ningún efecto negativo sobre el proceso y la velocidad de conversión del sulfuro se correlaciona bastante bien con sus velocidades de carga.

El sulfuro de hidrógeno inhibe al tratamiento anaerobio cuando está presente a altas concentraciones (Lettinga, 1986). La bacteria sulfato-reductora utiliza la misma fuente de energía y es más efectiva que la bacteria productora de metano. Esto redunde en una producción de metano mas baja. Los reactores que utilizan la forma de alimentación de flujo descendente, pueden evitar esta situación, debido al preferencial desarrollo de la bacteria sulfato-reductora, en la parte superior del reactor con una alta concentración de H<sub>2</sub>S libre en esta zona. La parte inferior del reactor con la bacteria reductora de metano no se alcanza por la inhibición del H<sub>2</sub>S el cual se elimina con el biogás en la parte superior del reactor (Pichen et. al., 1983).

Cuando el sulfuro esta presente es necesario eliminarlo antes de descargarlo a la alcantarilla o al cuerpo receptor (Kite y Stringer, 1986). La rapidez de oxidación del sulfuro es variable y depende de la naturaleza del sustrato. Las velocidades de oxidación, están en función de los sulfuros y del oxígeno disuelto. si se opera a altos niveles de oxígeno disuelto se podrían reducir los tiempos de retención. El uso del aire podría causar algún daño, debido a que el burbujeo del gas, sacaría algo de los sulfuros hacia el medio ambiente y sería difícil o imposible mantener altos niveles de oxígeno. Con los sólidos presentes, la velocidad de oxidación se incrementa.

Los problemas de incrustación del carbonato de calcio presumiblemente también prevalecerán en el reactor del lecho de lodos granular, también como en el reactor de lecho fluidizado de flujo descendente y el filtro anaerobio de flujo descendente (Lettinga, 1986).

Por otra parte, Lettinga (1986), llegó a las siguientes conclusiones con respecto al sulfato presente en las aguas residuales a tratar:

- El sulfato en si mismo no inhibirá significativamente a la metanogénesis a partir del acetato a concentraciones de sulfatos menores de 5 g/L.

- La inhibición del  $H_2S$  (resultado de la reducción del  $SO_4$ ) permanece insignificante si la relación en el influente  $DQO/SO_4$  excede los 10 g/g, al menos en sistemas anaerobios de alta velocidad.

- Se pueden esperar problemas mas serios con respecto a la inhibición del  $H_2S$  a relaciones de  $DQO/SO_4$  10g/g, particularmente en valores de  $DQO$  en el influente que excedan los 10 g/L.

Aparte de los problemas de inhibición, la formación del  $H_2S$  se acompañaría con problemas ambientales (olor) y corrosión a menos que se tomen medidas adecuadas.

Considerando que: la emisión del sulfuro es un gran problema asociado con el tratamiento anaerobio de sulfatos y sulfitos contenidos en las aguas residuales y que el sulfato se utiliza por la bacteria sulfato-reductora, como un aceptor de electrones. Las propiedades corrosivas, el olor desagradable y la alta demanda de oxígeno exigen un control para su liberación del medio ambiente. El  $H_2S$  es uno de los contaminantes mas tóxicos. Los sulfuros también tienen un efecto inhibitorio a la metanogénesis (Buisman et. al., 1988). Estos autores investigaron el desarrollo de un proceso biotecnológico para convertir sulfuro a azufre elemental, debido a que hay alguna bacteria conocida que puede oxidar al sulfuro por ejemplo la bacteria sulfato-fotosintética y el grupo de bacterias sulfato-incoloras.

Petersen y Ahring (1988), encontraron que la rapidez de reducción del sulfato en digestores aclimatados parece ser afectada abiertamente por el aceptor de electrones disponible. El sistema reductor de sulfatos se saturó a una concentración de 600  $\mu M$ .

Los iones sulfato en concentraciones de 15.8 a 21.3  $mM$  no inhiben a la metanogénesis de una agua residual sintética conteniendo acetato, metanol y glucosa. El papel de las bacterias sulfato-reductoras fué solo menor aunque cantidades viables de ellas fueron mayores que las bacterias metanogénicas durante la degradación anaerobia de una agua residual simulada de la industria forestal (Puhakka et. al., 1985).

De los datos de la literatura existentes se ha obtenido la evidencia de que permanece insignificante la inhibición de sulfuros si la relación  $DQO/SO_4$  excede de 10 g/g. El modelo

elaborado por Rinzema et. al., (1985) muestra que en este caso la concentración de sulfuro de hidrógeno se puede mantener abajo de 100 mg de S-H<sub>2</sub>/L, debido principalmente a la capacidad de remoción del biogás. Esta concentración, se puede tolerar fácilmente en sistemas anaerobios de alta velocidad. Se pueden mantener relaciones de DQO/SO<sub>4</sub> más bajas en el influente abajo de 10 a 15 Kg de DQO/m<sup>3</sup>.

Nasr y Abdel et al., (1988), investigaron los efectos de toxicidad y el destino de los metales pesados presentes en lodos municipales alimentados a reactores anaerobios de flujo continuo y discontinuo, el periodo de interrupción fué de alrededor de 35 días. La secuencia general de toxicidad para los metales pesados investigados parece ser Cu > Cr (VI) > Pb > Zn.

El mecanismo por el cual una sustancia tóxica inhibe la actividad bacteriana se relaciona al tóxico en el metabolismo bacteriano aerobio las rutas bioquímicas generales ya están definidas y el mecanismo de inhibición por tóxicos se ha estudiado más extensamente. En la digestión anaerobia, las rutas bioquímicas no están totalmente definidas por ejemplo la ruta para la producción del metano no se conoce completamente. Por lo tanto es más difícil en la digestión anaerobia, clasificar a las sustancias tóxicas (Speece, 1985).

La inhibición de la producción de metano debida al sulfato se ha explicado tentativamente a través de diversos mecanismos. La producción del metano y la reducción del sulfato son los productos finales en la descomposición de sustancias orgánicas complejas ya sea CO<sub>2</sub> o CH<sub>4</sub> (Switzenbaum, 1988).

La resistencia a la toxicidad depende de la concentración, del tiempo de exposición y de la posible aceptación. Para la biomasa es más fácil soportar una exposición corta de una concentración alta, que una exposición larga de una concentración baja. Esto significa que los sistemas de película fija son más resistentes a las variaciones de carga que los sistemas de crecimiento suspendido. Lo anterior se ha probado en gran parte de los filtros rociadores, comparando su eficiencia con los procesos de lodos activados (Welandar, 1988).

De acuerdo con Rosen y Gunnarsson (1986), todos los procesos biológicos se pueden adaptar a concentraciones altas de tóxicos siempre y cuando el proceso se opere de acuerdo a las demandas de los microorganismos.

El trabajo de laboratorio de Welandar (1988), indica que hay otros factores involucrados en el funcionamiento óptimo de los sistemas de película fija, cuando se tratan residuos tóxicos. Así cuando el efluente de blanqueo del proceso Kraft, el cual es crónicamente tóxico, se trató en un proceso de contacto de crecimiento suspendido, el sistema decayó en su producción de gas aún en tiempos de residencia hidráulicos de 20 días. Mientras que el mismo efluente, se trató en un reactor de película fija con reciclamiento y un tiempo menor a un día y la producción de gas se mantuvo.

Con base a la concentración de ácido sulfhídrico predecida por el modelo, se podría esperar que la operación del reactor anaerobio sería ventajosa en un intervalo de pH entre 7.5 y 8.0. Sin embargo, los resultados experimentales obtenidos por Rinzema et al. (1985), sobre la inhibición de metanógenos acetoclásticos por la presencia de sulfuros, muestran que un incremento en el pH de aproximadamente arriba de 7.2, tienen poco o ningún efecto benéfico.

Minami et al. (1988) demostraron que la reacción de reducción del sulfato debida a la bacteria sulfato-reductora, se lleva a cabo aún cuando esté presente en el agua residual una alta concentración de metanol.

La selección del diseño del reactor, puede en muchos casos tener una gran influencia en la habilidad del proceso anaerobio para tolerar toxicidad. Parkin y Spence (1983), demostraron las ventajas de los reactores de película fija comparandolos con los de crecimiento suspendido y también resultan más eficientes que los procesos aerobios (Speece, 1983).

Los reactores anaerobios de alta tasa, también son capaces de adaptarse bien a la mayoría de las sustancias tóxicas. Sin embargo, los sistemas de película fija ofrecen una resistencia creciente a las condiciones inhibitorias, de ahí que se hace el proceso más estable. El desarrollo de la película sobre el material inerte asegura que la masa bacteriana no esté totalmente expuesta a estas condiciones en el seno del líquido (Speece, 1983).

#### 2.3.4 Tratamiento aerobio versus tratamiento anaerobio para aguas residuales.

La tecnología anaerobia ofrece tratamiento para aguas residuales con producción de energía creando un potencial para recuperación económica. El tratamiento anaerobio de los residuos de la pulpa y el papel se aplican actualmente en plantas piloto y escala completa, como una alternativa del tratamiento aerobio. Están disponibles hoy en día varias tecnologías anaerobias para el tratamiento de los residuos de la pulpa y el papel (Habets, 1986). En verdad las tecnologías anaerobias no pueden reemplazar completamente al tratamiento aerobio. Una planta de tratamiento combinando los procesos aerobio y anaerobio, es más recomendable y rentable que un tratamiento aerobio solo. La remoción de tóxicos se mejora considerablemente. La experiencia también ha mostrado que es posible llevar al doble la capacidad del tratamiento a través de un sistema combinado sin un incremento en los costos de operación.

El tratamiento anaerobio de aguas residuales es una tecnología que se está aceptando rápidamente, en particular para efluentes industriales (Lettinga, 1986). Las principales razones para el avance definitivo esperado pueden ser:

a) Las ventajas más significativas de la tecnología para el tratamiento anaerobio, sobre los métodos aerobios convencionales (Tabla 2.6);

b) El hecho de que en el presente estado del poco desarrollo tecnológico, cualquiera de las desventajas son despreciables (Tabla 2.6);

c) La disponibilidad de la tecnología simple y próspera y el bajo costo de los procesos de tratamiento anaerobio de alta velocidad y la esperanza de que los sistemas para estos procesos se desarrollen en un futuro cercano;

d) La cantidad creciente de información que se obtiene con respecto al funcionamiento de los sistemas de tratamiento anaerobio para los diversos tipos de residuos industriales;

e) La mejor comprensión de los fundamentos de los procesos de digestión anaerobia, particularmente también junto con la factibilidad de los organismos anaerobios para tratar con los compuestos tóxicos y/o inhibitorios;

f) El mejor entendimiento en los procesos biológicos de casos específicos que proceden simultáneamente con la metanogénesis, como es el caso de la reducción de sulfatos.

Table 2.6 Beneficios y desventajas de los sistemas de tratamiento anaerobio para aguas residuales, sobre el tratamiento aerobio convencional (Lettinga, 1986; Donnelly, 1986; Eckenfelder et. al., 1988; Habets, 1986)

---

#### Beneficios

1. Producción baja de exceso de lodos (estabilizados).
2. Bajo requerimiento de nutrientes.
3. Bajo o ningún requerimiento de energía.
4. Producción de energía en forma de metano (producción de biogás).
5. Los lodos anaerobios se pueden preservar sin alimento, por varios meses sin deteriorarse seriamente.
6. Están disponibles sistemas de alta velocidad sencillos y baratos (costos de capital/operación más bajos).
7. Velocidades de carga orgánica alta, de ahí que se requiere poco terreno.
8. Recipientes totalmente cerrados, por lo tanto no se les asocian problemas de aerosoles o moscas.

#### Desventajas

1. Las bacterias anaeróbicas (metanógenas), son muy susceptibles de inhibición por parte de un gran número de compuestos.
  2. Arranque inicial, lento.
  3. Requiere generalmente un post-tratamiento
  4. La experiencia a escala completa, todavía es insuficiente con los residuos de papel y cartón.
  5. Problemas potenciales de olor.
  6. Requerimientos altos de alcalinidad para ciertos residuos industriales.
  7. La estabilidad del proceso es de baja a moderada (para compuestos tóxicos y cambios de carga).
-

Vochten et. al. (1988) mencionan comparaciones más específicas acerca del tratamiento aerobio versus anaerobio de aguas residuales:

- Las comunidades microbianas, tienen varias ventajas específicas.
- a) Ellas tienen grandes potenciales de energía libre, permitiendo con ello, una gran variedad de mecanismos bioquímicos paralelos para ser operacionales. Estas comunidades por lo tanto son capaces de competir con niveles de sustrato bajos, con condiciones ambientales variables y con una multitud de sustancias químicas en el influente.
- b) Ellas tienen algunas de las capacidades más útiles, como son la nitrificación, la acumulación de fosfato, la oxidación radical de lignasa, etc. las cuales las hacen indispensables para el tratamiento de los residuos.
- Las comunidades anaeróbicas microbianas son específicamente ventajosas a altas temperaturas y altas concentraciones de materia orgánica soluble pero, particularmente de materia orgánica insoluble. Ellas también tienen un rasgo fisiológico único como por ejemplo la deoloración reductiva.
- En el futuro próximo, se puede esperar un progreso importante con respecto a la relación entre los procesos anaerobios y los aerobios, en ese orden, el tratamiento anaerobio necesita estar específicamente enfocado a la remoción de contaminantes solubles.
- En ambos tratamientos, aerobios y anaerobios hay una urgente necesidad para un mejor control de la reglamentación. Es necesario mejorar ambos tipos de procesos también como sus aplicaciones combinadas, particularmente en la línea del monitoreo de la carga orgánicamente renovable (DBO y nitrógeno) y de la posible presencia de tóxicos.

Los requerimientos de energía para el tratamiento aerobio, se incrementan rápidamente conforme la concentración del agua residual es más fuerte, de ahí que la aereación abarca más de la energía necesaria. Para los sistemas anaeróbicos, el consumo de electricidad es mucho más bajo y virtualmente constante, para el intervalo de fuerza del influente, ya que solamente se incluye el costo de bombeo. (Eckenfelder et. al., 1988). En resumen, debido al progreso de la tecnología del tratamiento anaerobio y a la creciente confiabilidad resultante de éste proceso, el tratamiento anaerobio se considera como una alternativa atractiva para el número creciente de aplicaciones para tratamiento de aguas residuales en los Estados Unidos.

En general, se puede decir que el tratamiento anaerobio, es más económico que el tratamiento aerobio, as que, ciertamente ganar más importancia en el futuro (Eeckhaut, 1986). En caso de varias escalas los límites de descarga se deben obtener para las aguas residuales de las fábricas de papel y sería siempre necesario un

post-tratamiento aerobio.

### 2.3.5 Tipos de reactores.

Se utilizan varios tipos de reactores para el proceso anaerobio. Muchos de ellos tienen nombres diferentes, lo cual da la impresión de que hay un gran número de reactores anaerobios, sin embargo, cuando se ve en detalle, el número de los diferentes tipos de reactores se reduce a unos cuantos básicos, los cuales se discuten a continuación. La Tabla 2.7 lista un número de tipos de reactores los cuales se han investigado o comercializado durante los últimos años. Los reactores se han dividido en ocho tipos básicos, con ello se cubre un intervalo de reactores que se utilizan actualmente. Algunos de los tipos de reactores básicos se conocen a partir de los procesos aerobios (lecho móvil, lecho fijo, lodos activados) mientras que otros (lecho fluidizado y lecho expandido) se han desarrollado principalmente para los procesos anaerobios, incluyendo la desnitrificación (Henze y Harremoës, 1983).

Tabla 2.7 Tipos básicos de reactores para el proceso anaerobio (Henze y Harremoës, 1983).

Tipo de reactor	Sinónimos	Abreviaciones y nombres comerciales (Compañía)
<i>Biomasa unida</i>		
- Lecho fijo	Película fija/filtro Filtro sumergido Filtro estacionario	SMAR/ANFIL (flujo ascendente) AUF (flujo ascendente). Cía. Anflow ADBR (flujo descendente)/ AF/DSFF
- Lecho móvil	Discos rotatorios Contactor biológico rotatorio	AnRBC. Cía. Autotrol RBC
- Lecho expandido	Lecho expandido película fija anaerobio	AAFEB
-Lecho fluidizado		FBBR/IFCR. Proceso Anitrón. Cía. Door-Oliver Hy-Flo. Cía. Escolotr n Enso-Fenox. Cía. Enso-Gutzeit
- Lecho reciclado	Proceso de contacto conducido	CASBER
<i>Biomasa no unida</i>		
-Flóculos reciclados	Proceso de contacto	Proceso Bioenerg a. C a. Biomechanics. Proceso Anamet. Cía Sorigona
-Manto de lodos	Manto de lodos flujo ascendente	UASB. Biothan. Cía Esmill UASB C a. CSM
-Digestor	Tipo clarificador	Anodek. Cía. Sulzer

## 2.4 TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES.

### 2.4.1 Eficiencia del proceso.

En la pasada década, ha crecido considerablemente el interés en la biotecnología anaerobia para el tratamiento de efluentes. Las ventajas del tratamiento anaerobio son bien conocidas y ellas incluyen: la economía de la construcción y de la operación; que no se requiere aereación; la producción de metano; y la baja producción de lodos. No obstante, una desventaja que se presenta frecuentemente al utilizar esta tecnología, es que la calidad del efluente, no es la adecuada para descargarse. Para salvar este inconveniente, tanto de una manera técnica como económica, se propone usar este proceso de tratamiento en secuencia. Los procesos anaerobios proporcionan un pre-tratamiento, produciendo metano y reduciendo significativamente la carga orgánica, con menores costos de construcción y de operación, que un sistema anaerobio. Los procesos aerobios, "pulen" los efluentes del tratamiento anaerobio para alcanzar los requerimientos de descarga en cuanto al valor de carga orgánica, incrementar el oxígeno disuelto y reducir a través de la oxidación los malos olores. Las facilidades económicas y técnicas de este sistema para la degradación de los residuos orgánicos depende principalmente de la efectividad del proceso anaerobio (Rongchv e. al., 1988).

Se han reportado relativamente pocas investigaciones para el tratamiento de aguas residuales de la industria de pulpa y papel utilizando procesos anaerobios, comparadas con otras industrias (Russo y Dold, 1989). Algunas razones pueden ser: (1) los grandes volúmenes de efluentes; (2) frecuentemente, los efluentes están diluidos; (3) se supone baja biodegradabilidad anaerobia; y (4) la presencia de sulfatos. Sin embargo, esta actitud parece ir cambiando con el desarrollo de las unidades de tratamiento anaerobio, las cuales son capaces de tratar altas cargas orgánicas y la tendencia de cerrar los circuitos de agua.

Las instalaciones anaerobias existentes, para depurar a las aguas residuales de la industria de la pulpa y el papel, manejan principalmente, corrientes que manejan materia fácilmente degradable, por ejemplo, condensados del evaporador del proceso al sulfito, y efluentes de papel de desperdicio. Para aplicaciones futuras, sin embargo, se debe de intentar tratar aguas residuales con más tóxicos (Rosen y Gunnarsson, 1986). Los microorganismos anaerobios pueden degradar material orgánico de la misma magnitud que los aerobios, cuidando que las condiciones ambientales sean las correctas. En los últimos años, las posibles cargas orgánicas se han incrementado durante el desarrollo subsecuente de los procesos anaerobios, con lo que eventualmente, decrecerán los costos de inversión para las plantas de tratamiento anaerobio. Sin embargo, la velocidad de crecimiento para de las bacterias productoras de metano, es muy lenta y las cargas altas se han alcanzado debido a la eficiente retención de lodos en el reactor. Una forma de guardar los lodos anaerobios activos en el proceso es inmovilizarlos dentro del reactor, por ejemplo utilizando un lecho fijo.

Por lo general los reactores anaerobios de lecho fijo ofrecen tanto ventajas al proceso como eficiencia en los costos para la mayoría de las aguas residuales de pulpa y papel. La carga orgánica alta, la resistencia a las variaciones y la eficiencia de retención de lodos, son algunas de las características específicas del proceso. La eficiencia de retención de lodos permite un re-establecimiento rápido después de un tiempo de paro y elimina el riesgo de lavado, lo cual puede ocurrir si se esperan variaciones en las posibles sustancias tóxicas o en el efluente. Adicionalmente, si se tiene un alto contenido de material suspendido, es imperativo el pretratamiento para cualquier instalación de lecho fijo (Rosen y Gunnarsson, 1986).

Los sistemas biológicos se han empleado exitosamente por muchos años en el tratamiento de efluentes de la industria de papel y celulosa. De Renzo (1977), presentó algunos informes acerca de la biodegradación de la celulosa, mediante cultivos mezclados de organismos capaces de fermentar a la celulosa. Anteriormente, no se sabía mucho acerca de de la enzimas y de sus posibilidades para tratar aguas provenientes de las fábricas de papel. El uso de enzimas en esta industria, puede resultar económico (Hakulinen, 1988), debido a que es más fácil con la tecnología producir enzimas específicas para diferentes propósitos. Las enzimas más interesantes son: lignasa, peroxidasa y celulasa. Sin embargo, se requieren de muchas investigaciones básicas para conocer la conducta de los organismos y se deben desarrollar nuevos procesos biológicos.

La eficiencia de los procesos se ha incrementado variando diferentes condiciones de operación. Los medios de soporte de la biomasa han influido en los resultados así como las combinaciones posibles entre los sistemas de película fija. El pretratamiento para el agua residual, especialmente la que proviene de las fábricas de papel y celulosa, se hace cada vez más frecuente, ya que con esta operación, la eficiencia del proceso anaerobio se incrementa. La separación de los tóxicos se favorece sustancialmente con los procesos previos a la digestión anaerobia. La Tabla 2.9 presenta algunos resultados sobre eficiencias de remoción de materia orgánica medida como DQO.

#### 2.4.2 Post tratamiento.

Actualmente, el sistema de tratamiento aerobio-anaerobio para aguas residuales denominado ANAMET, ha tenido mucho éxito operando con efluentes de la industria europea de la celulosa y el papel (Huss et al., 1986). El sistema ANAMET, es una combinación de sistemas combinados de tratamiento anaerobio-aerobio. La parte anaerobia trabaja con el principio de un reactor de contacto y la parte aerobia es un reactor de lodos activados. En muchos casos, solamente se ha construido el sistema anaerobio o se ha retroalimentado si existe una planta aerobia con sobrecarga.

Actualmente, se han probado siete diferentes plantas piloto con estos procesos. En el sexto trabajo se trató el efluente que viene de una planta de blanqueo, el cual contenía peróxido de hidrógeno junto con el agua blanca de la máquina de papel y lodos biológicos. El peróxido de hidrógeno mostró en estos estudios que

causa severas inhibiciones en el tratamiento anaerobio y por eso se implementó una pequeña etapa de pretratamiento.

Las conclusiones para este proceso aplicado a efluentes de la industria de papel y celulosa fueron:

En tres casos diferentes, el tratamiento anaerobio para las aguas residuales de las fabricas de pulpa y papel, combinado con la recuperación de biogas resultó exitosa a escala completa y comparativamente, requirió mucho tiempo para alcanzar la carga completa (de 4 a 5 meses). El azufre es una substancia que causa problemas importantes para el tratamiento anaerobio en este tipo de aguas residuales. Principalmente puede causar problemas durante el arranque o cuando se reestablece la planta. Posteriormente pueden surgir diversos problemas por olor si los gases no se tratan convenientemente. Finalmente, se pueden realizar ahorros anticipados de costos. Este ahorro de costos se incrementa rápidamente con el tamaño de la planta y la concentración del agua residual.

Debido a que frecuentemente se presentan concentraciones bajas de substancias orgánicas disueltas el tratamiento anaerobio de los efluentes totales del molino de papel solo se realiza en menor extensión. Las investigaciones hechas por Huster y Moebius (1988), indican que el tratamiento anaerobio se utilice para los efluentes parciales de la planta y que se utilice como una medida preliminar antes de que estos efluentes se recirculen o se sometan a un tratamiento aerobio.

Pol y Lettinga (1986), citado por Odegaard (1988) reportó para las aguas residuales provenientes de fábricas de papel, una DBO de 100 a 200 mg/L y una DQO de 280 a 300 mg/L, después del tratamiento anaerobio.

Dependiendo de los requerimientos finales de calidad del agua, en cada caso, el post-tratamiento puede ser más o menos específico. No obstante, la planta total se debe diseñar de tal manera que pueda hacer frente a:

- La composición especial de los efluentes anaerobios, es decir, temperaturas altas y ausencia de oxígeno.
- Variaciones de carga como resultado de las interrupciones y/o lavado de los procesos anaerobios.
- En muchos casos, grandes variaciones estacionales.

Dado que hay una gran variedad de combinaciones posibles de las unidades de proceso, el mejor tren de tratamiento, estará en función de lo que se quiera eliminar.

Odegaard (1988), concluyó lo siguiente:

- Dado que una fracción considerable de materia orgánica deja la planta de tratamiento anaerobio en una forma particular, se debe de introducir adicionalmente, un sistema de separación sólido/líquido.

- Las técnicas de filtración de membrana, especialmente la de micro-filtración, parece tener un gran futuro para la separación sólido/líquido en conjunto con el tratamiento anaerobio.

- La remoción aerobia DBO/DQO parece no causar problemas en la mayoría de los casos aunque están presentes cargas muy grandes de nitrógeno total, las cuales puedan inhibir el crecimiento.

- La remoción de amoniaco (nitrificación) frecuentemente sería necesaria. Puede aparecer la inhibición debida a la alta concentración de amonaco libre, por pH bajo que resulta del consumo de alcalinidad y por la alta concentración de sulfuros.

- La remoción de nitrógeno por desnitrificación en la mayoría de los casos ser una mejor elección que por degasificación.

- La desnitrificación probablemente funcionar mejor en los sistemas con recirculación.

La Tabla 2.8 muestra los procesos más relevantes para un tratamiento post-anaerobio, los cuales se pueden considerar para investigaciones futuras.

Tabla 2.8 Procesos más relevantes en el tratamiento post-anaerobio (Odegaard, 1988).

Remoción de	Método de tratamiento	Unidad de proceso
SS	Separación sólido/líquido	Sedimentación, flotación lecho profundo, filtración, filtración con membrana.
DBO/DQO	Tratamiento biológico aerobio	Lodos activados, filtro biológico, CBR, lecho fluidizado.
N-NH <sub>4</sub>	Tratamiento biológico, aerobio	Nitrificación en lodos activados filtro biológico, lecho fluidizado.
N-total	Tratamiento aerobio/anóxico	Denitrificación en lodos activados, biofiltro, CBR, lecho fluidizado.
	Tratamiento físico/químico	Osmosis inversa y desgacificación.
P-total	Tratamiento físico/químico	Precipitación.
	Tratamiento aerobio/anaerobio	Lodos activados.
Olor	Oxidación biológica	Oxidación de sulfuros.
	Oxidación química	Ozonación/cloración.
Color	Tratamiento físico/químico	Coagulación, filtración con membrana.

## 2.5 FILTRO ANAEROBIO O REACTOR ANAEROBIO DE PELICULA FIJA.

### 2.5.1 Desarrollo del filtro anaerobio.

Se conoce como tratamiento anaerobio, al proceso biológico en donde ocurre una estabilización de la materia orgánica por conversión a metano y a productos inorgánicos, incluyendo dióxido de carbono y amoníaco, en ausencia de oxígeno. Ya desde principios del siglo XVIII, se conocía la formación de metano a partir de la descomposición anaerobia de los depósitos orgánicos, a mediados del siglo XIX, se entendió más claramente la participación de las bacterias en esta descomposición.

Sin embargo no fué sino hasta 1881, cuando se reportó un método útil, para la reducción de la materia orgánica suspendida de naturaleza putrecible, presente en las aguas residuales municipales. Francia, tiene el crédito de haber sido uno de los primeros países que contribuyeron significativamente, al tratamiento anaerobio de los sólidos suspendidos presentes en las aguas residuales. En diciembre de 1881 y enero de 1882 aparece en la revista francesa *Cósmos*, una descripción de una cámara herméticamente cerrada, desarrollada por Louis Mouras llamada "Depurador automático Mouras" (Mouras automatic Scavenger), en el cual la materia orgánica suspendida presente en las aguas residuales, se "licuaba". Este sistema, era diferente a las fosas sépticas, que se utilizaban entonces; se le puso muy poca atención a las válvulas para permitir la entrada o la salida del aire (McCarty, 1982).

Scott-Moncrieff realizó otros estudios en 1890 sobre licuefacción de sólidos presentes en aguas residuales, en ausencia de aire y en 1891, él construyó en Inglaterra, un tanque con un espacio vacío en la parte inferior y en la parte superior un lecho de rocas. Las aguas residuales aportadas por diez personas se introdujeron en el espacio vacío y después se pasaron por las piedras, este sistema, quizás sea la primera aplicación de un filtro anaerobio. Siete años después, los lodos remanentes se clarificaron y se dispusieron rápidamente. La validez de este método, se confirmó a partir de estudios realizados por Houston en 1892 y 1893, quien reportó una gran disminución en el volumen de lodos que se manejaron (McCarty, 1982).

Posteriormente, se realizaron otros estudios aplicados a los procesos de tratamiento anaerobio. Se denominó "filtro anaerobio", a un proceso similar al filtro rociador anaerobio (Young y McCarty, 1969). Cuando se compara el filtro anaerobio a otro proceso de contacto anaerobio similar, surgen una serie de ventajas, como son:

- El filtro anaerobio, está construido idealmente para el tratamiento de residuos solubles.

- No se requieren para el filtro anaerobio, reciclar sólidos o efluentes. Los sólidos remanentes en el filtro no se pierden en el efluente.
- La acumulación de altas concentraciones de sólidos activos en el filtro, permite el tratamiento de residuos diluidos aún a temperaturas nominales. No se requiere calor, como en la mayoría de los procesos, para mantener una alta eficiencia en el tratamiento.
- En el filtro anaerobio, se producen muy bajos volúmenes de lodos. Los efluentes están esencialmente libres de sólidos suspendidos y de lodos, en algunos casos, casi no aparecen. Este es un contraste con el proceso biológico aerobio, el cual produce grandes volúmenes de lodos, frecuentemente, conteniendo más de la mitad de la DBO de los residuos originales y requiriendo un tratamiento adicional antes de su disposición final. Se produce cerca de un 5 % de lodos en base al crecimiento bacterial.

### 2.5.2 Tipos de filtros anaerobios.

Los microorganismos en el filtro anaerobio, están unidos a un medio inerte o están atrapados. En el diseño del reactor de flujo ascendente, los residuos fluyen hacia arriba a través de la matriz del soporte y el gas producido se colecta en la parte superior. El sistema puede funcionar a temperatura ambiente o se puede calentar para mantener la temperatura a un nivel específico.

La masa bacterial o biopelícula formada, dentro y fuera del material inerte, degrada rápidamente al sustrato presente en el agua residual y aunque la biomasa tiende a desprenderse en ciertos intervalos, su tiempo de retención total, en el reactor puede ser del orden de 100 horas, permitiendo con ello, el crecimiento de la bacteria metanogénica. Una vez que la microflora adaptada, se desarrolla permanentemente en el reactor, asegura su crecimiento continuo.

Los reactores anaerobios de biopelícula fija, han resultado muy eficientes en pruebas de laboratorio y a nivel planta piloto. La dificultad es encontrar un costo eficiente y una manera segura de construir y operar estos reactores a escala completa, tomando en consideración los posibles riesgos de obstrucción, debido a la alta cantidad de sólidos suspendidos o a los microorganismos presentes en las aguas residuales de la industria del papel y de la celulosa; con el fin de evitar problemas operacionales, sería importante que se consideraran ambos parámetros para una selección cuidadosa de un pretratamiento eficiente y para un diseño adecuado del reactor.

Para obtener un funcionamiento óptimo y dispersar adecuadamente el agua residual del influente, el digestor de contacto anaerobio,

requiere un mezclado continuo, ya sea mecánico o por medio de recirculación del gas (Anderson, 1986).

Existen cinco diferentes tipos de reactores anaerobios con crecimiento de microorganismos unidos a una superficie (Henze y Harremoës, 1983), esta clasificación se presentó en la Tabla 2.7, resumiendo resultan: reactor de lecho fijo, disco anaerobio rotatorio, reactor de lecho expandido, reactor de lecho fluidizado y reactor de lecho reciclado.

La biopelícula en el reactor de lecho fijo, permite la formación de biomasa activa en alta concentración dentro del reactor y elimina también el riesgo de lavado de lodos. El grosor de la película está en función de la configuración del proceso. La rapidez de formación de la película, variará considerablemente, dependiendo del material (Henze y Harremoës, 1983). Las características más importantes para la selección del medio de soporte son:

- área específica
- densidad
- porosidad
- tamaño de poro (micro y macro)
- hidrofobicidad
- durabilidad y resistencia
- costos

Los organismos cambian las características de la superficie después de la primera colocación de microorganismos y macromoléculas sobre la superficie, se forma una fase importante debido a que se crean fuerzas electrostáticas e hidrofóbicas.

El reactor de lecho fijo se puede diseñar para diferentes procesos de operación: de flujo ascendente, de flujo descendente o la combinación de ambos.

El agua residual en el sistema de filtro anaerobio (lecho fijo, película fija), pasa al reactor generalmente con flujo vertical, ya sea flujo ascendente o descendente (aunque Rompuk y Verstraete (1988), han descrito una unidad de flujo horizontal). Los estudios sobre reactores de flujo ascendente (Young y Dahab, 1983) muestran que muchas de las reducciones de DQO, se efectúan en la parte superior del reactor. La zona inferior tiene concentraciones de biomasa inferiores, debido a que no hay crecimiento de biomasa unida, sino a que la mayoría de los lodos están atrapados en la estructura del lecho fijo. El riesgo de obstrucción y de corto circuito es obvio en tal configuración de proceso, particularmente con un medio aleatorio. En los reactores de flujo descendente están parcialmente resueltos los problemas de obstrucción, ya que la biomasa se encuentra únicamente en la biopelícula.

Van den Berg L. (1985) concluyó acerca del filtro anaerobio estacionario de película fija y flujo descendente:

1. La concentración relativamente alta de la biomasa retenida en los reactores, permite un tratamiento exitoso de las aguas residuales con carbohidratos a velocidades de carga orgánica razonablemente altas y tiempos cortos de retención hidráulica.

2. Las concentraciones de biopelícula en estado permanente para los reactores que tratan aguas residuales con carbohidratos de concentraciones diversas, se incrementan conforme se aumenta la rapidez de carga orgánica y disminuyendo el tiempo de retención hidráulica alcanzando un máximo de 8.7 kg de sólidos volátiles en la película por  $m^3$  (0.116  $kg/m^2$ ) a una velocidad de carga de 10 kg de DQO/ $m^3 \cdot d$  y una eficiencia de conversión que generalmente excede el 75 %.

3. La mayoría de la biomasa acidogénica y de la actividad acetoclástica de la biomasa se localizó en la biopelícula.

Los reactores de lecho empacado de flujo ascendente requieren dilución de los residuos concentrados, mediante reciclado del efluente, así como para prevenir que la biomasa se exponga en el punto de entrada a condiciones desfavorables de pH. Los reactores de flujo ascendente sufren también del problema de obstrucción, particularmente en los residuos que contienen una alta concentración de sólidos suspendidos. Se ha informado que el reactor anaerobio de lecho empacado de flujo descendente da una mejor distribución de flujo que los reactores de flujo ascendente (Duff y Kennedy, citado por Anderson, 1986).

Ambos tipos de reactores, requieren de un buen mezclado para la distribución y el contacto entre la biomasa y el agua residual. Pueden surgir problemas si se desea un escalamiento satisfactorio del proceso, debido a las dificultades en el cálculo de la distribución del flujo y de la influencia en el desarrollo de la biomasa después de largos periodos de operación.

Es importante subrayar que se deben llevar a cabo pruebas de laboratorio que proporcionen un indicador de los tiempos de retención que se requieren para una planta a escala completa (Kite y Stringer, 1986).

Para evitar estos problemas se ha desarrollado y probado un nuevo tipo de reactor a escala piloto, que ha operado con diferentes efluentes de pulpa y papel. Debido a la introducción de un mezclador con una gran capacidad de bombeo, se garantiza la distribución del agua por todo el medio así como la disminución de los problemas de obstrucción (Cunnarsson y Rosen, 1985). Este reactor de lecho fijo se comparó a un sistema suspendido, que funcionó como un tanque completamente mezclado, operando en paralelo.

El reactor de lecho fijo fué más estable y tuvo un mejor funcionamiento en forma global, que el sistema de crecimiento suspendido. Por ejemplo, la carga orgánica fué de tres a cuatro veces mayor, dando hasta entonces mejor remoción así como mayor cantidad de gas producido. Tienen poca influencia las variaciones de carga, tanto de materia orgánica como suspendida, sobre la operación de los reactores de lecho fijo, pero los procesos de contacto presentan serios problemas con estas variaciones.

### 2.5.3 Materiales de soporte.

Las bacterias están irreversiblemente unidas a la superficie mediante material macromolecular extracelular, el cual es relativamente independiente del material del lecho. La principal diferencia en el material del lecho es el área específica y la capacidad para atrapar a la biomasa activa. En los sistemas en donde se espera un crecimiento de biopelícula delgada, la rugosidad y la porosidad del medio será de menor importancia conforme el crecimiento de la biopelícula sea más delgado.

Cualquier proceso que utilice un lecho fijo, puede basarse en un medio colocado en forma aleatoria o en un medio dispuesto en forma modular. La elección del medio tiene un impacto fuerte sobre el funcionamiento del reactor. El filtro roceador aerobio, fué el proceso original de lecho fijo, se empleó en él, un medio de soporte dispuesto en forma aleatoria, el cual podía ser piedra de lava o arcilla y recientemente se han empleado materiales plásticos. La idea general era la de tener la mayor área superficial posible en contacto con el agua residual y la distribución del aire, sin obstruir el lecho. Los materiales derivados de la arcilla, pueden adicionar minerales extras para aumentar el crecimiento de la biopelícula, en particular si el material se ha tratado para facilitar este proceso (Berg et. al., 1985).

Dado que se han presentado problemas de obstrucción, cuando los reactores se empaican con medios de soporte dispuestos en forma aleatoria, junto con cargas volumétricas relativamente bajas, el interés se ha enfocado hacia el medio de soporte modular. Este material, tiene una área específica entre 100 y 200  $m^2/m^3$  de medio, y todavía tiene un volumen vacío grande, de más del 95% del volumen total. Este medio nuevo, también simplifica el diseño estructural, de tal forma que los módulos fueron auto-soportados y solamente causan cargas verticales. La mayoría de los estudios efectuados empleando lechos fijos a gran escala, se han realizado sobre filtros roceadores (Rosen y Gunnarsson, 1966) y esta experiencias también se pueden utilizar para predecir el funcionamiento y los posibles problemas operacionales en instalaciones anaerobias a escala completa.

En el laboratorio y a escala industrial, se han utilizado una gran variedad de materiales de soporte para los reactores de lecho fijo

(Henze y Harremoës, 1983). La instalación de la primera capa de bacterias sobre ese medio de soporte, puede ser de gran importancia para el crecimiento futuro de la biopelícula y para su estabilidad, por tanto se necesita que se aclaren los factores que influyen inicialmente en la adhesión de las bacterias al medio de soporte (Verrier et. al., 1988).

Henze (1983), discutió los aspectos del proceso de biomasa unida en los reactores que operan bajo condiciones anaerobias, y concluyó que los detalles tales como la importancia del tipo de medio inerte y su estructura, las características de los microorganismos y la formación de la matriz de la biopelícula, necesitan estudios adicionales.

En estudios realizados por Verrier et. al. (1988), en un cultivo continuo, alimentado con un medio completo, la colonización de las superficies hidrofílicas, tal como propileno y polietileno, fué dramáticamente más rápida que en las superficies hidrofóbicas, por ejemplo, PVC y poliacetil. Los resultados muestran la influencia de la hidrofobicidad del material de soporte sobre la adhesión de las bacterias metanogénicas y el desarrollo inicial de la biopelícula anaerobia.

No obstante, cuando el sustrato a tratar está muy diluido o contiene pocos sólidos suspendidos (por ejemplo: aguas residuales de las industrias farmacéutica, química de pulpa y papel), el soporte tiene siempre una influencia significativa sobre el arranque y la eficiencia del proceso. Es importante remarcar que en la elección del material de soporte, se deben incluir sus características hidrofóbicas.

Kawase et. al. (1989), reportó algunos estudios sobre el funcionamiento del tratamiento termofílico de un reactor anaerobio de lecho fijo conteniendo cerámica porosa como medio de soporte ("microbe immobilized ceramic" MIC), desarrollado para inmovilizar a los microorganismos anaerobios. Las condiciones estables en el reactor se alcanzaron cuando la velocidad de carga estuvo en el intervalo de 26 a 51 kg de DQO/m<sup>3</sup>d.

Bonastre y Paris (1989), estudiaron a través de una serie de corridas experimentales la interacción soporte/microorganismos (efectos estimulatorios o inhibidores) y la capacidad de colonización en cinco diferentes medios de soportes. Estos fueron: anillos de PVC corrugados, espuma de PVR reticulada y soporte mineral (ladrillo rojo de un reactor de cracking, conteniendo residuos de nickel, el cual se utiliza como catalizador). La espuma de PVR fué el mejor medio para colonizar y después los anillos de PVC. El medio que presentó mayor número de problemas como inhibidor de la formación de la biopelícula fué el soporte mineral (ladrillo rojo).

Se han probado diversos tipos de medios de soporte tanto en reactores anaerobios de flujo ascendente como en los de flujo

descendente, de diferentes diámetros así como de naturaleza porosa y no porosa, como se puede apreciar en la Tabla 2.9. Los filtros de flujo descendente pueden sufrir bloqueo si se emplea un medio excesivamente pequeño, para minimizar este problema, se emplea como medio filtrante un material no tan pequeño, con un diámetro de reactor relativamente grande (Henze y Harremoës, 1983).

La rugosidad de la superficie del material de soporte del reactor y el grado de porosidad, así como el diámetro del poro, afectan la rapidez de colonización de la bacteria. Por lo que, van den Berg et al., (1985), han examinado una gran variedad de materiales como matrices de soporte para usarlos en reactores de película fija de flujo descendente. Estos materiales abarcan hojas de PVC arcilla de alfarero, arcilla roja de tubería, material de poliéster y vidrio.

Eckhaut y Alaerts (1986) trabajaron con tiempos de retención cortos y eficiencias de remoción de DQO, menores al 60 %, el sustrato que se empleó fué agua residual de la industria del papel. El medio de soporte fué poliuretano.

La capacidad de un reactor anaerobio se determina principalmente por la cantidad de biomasa retenida. Los reactores de flujo ascendente tienen biomasa libre entre el material de soporte y la parte inferior del reactor. En los reactores de flujo descendente, la retención de la biomasa se efectúa únicamente en la superficie del soporte, lo cual quizás da una remoción de la carga orgánica más baja (Pinchon et al., 1988).

#### 2.5.4 Inoculación y arranque de los reactores.

Todos los procesos anaerobios tienen problemas de arranque. Para la mayoría de los procesos, se requiere un periodo de arranque de al menos cuatro meses, para alcanzar la capacidad de la carga de diseño. El arranque de los reactores de lecho fluidizado y de manto de lodos, parece dar más problemas que el arranque para otro tipo de reactores. Los procesos anaerobios de contacto y los reactores de lecho empacado, son los más fáciles de arrancar (Anderson, 1986).

La velocidad inicial de colonización en el arranque del reactor, se ve más influenciada por la naturaleza del material de soporte más que por el tiempo de funcionamiento (Rosen y Gunnarsson, 1986). El tiempo de arranque de un reactor es generalmente una fracción de su tiempo de vida y consecuentemente podría ser de poca importancia. Por otro lado en muchos casos, el tiempo que toma una planta de tratamiento para entrar en operación puede ser un factor primordial para la selección del proceso. El arranque de cualquier sistema anaerobio, incluye el desarrollo de una biopelícula, que por lo común, es un proceso lento y toma comparativamente mucho tiempo, varios meses.

Sin embargo, inoculando al reactor e incrementando lentamente la carga orgánica, el arranque se acelerará y procede sin ningún problema. Una vez que la película se forma, resulta muy resistente a las variaciones en la calidad del agua residual. La operación normal resulta también menos complicada que para otros procesos con configuraciones de capas unidas o no unidas.

El período de restablecimiento después de una etapa de paro, es considerablemente más rápida, en los procesos de contacto. Las unidades modernas de digestión anaerobia de película fija tienen una serie de ventajas excepcionales (Camillieri, 1988). Estas incluyen una rapidez de carga de 15 a 20 kg de DQO/m<sup>2</sup> de reactor: la reducción de carga del 90%; y el restablecimiento rápido después de un período de paro de varios meses o después de haberse envenenado por sustancias tóxicas. Por otro lado, el arranque de cada unidad es relativamente largo debido a que gran cantidad de biomasa debe crecer e inmovilizarse sobre soportes inertes.

La duración del arranque depende de varios factores, especialmente del tipo de sustrato a tratar. La comunidad bacteriana debe adaptarse al sustrato. Sobre todo, la composición del sustrato parece tener una influencia preponderante sobre la velocidad y firmeza de la inmovilización. El sustrato se puede dividir dentro de cuatro clases (Camillieri, 1988).

a. Sustratos de muy rápido arranque (3 a 4 meses): refineries de azúcar de remolacha, fábricas de conservas y destilerías de azúcar-melazas.

b. Sustratos de rápido arranque (3 a 6 meses): fábricas de lácteros, quesos y de caseína.

c. Sustratos de lento arranque (6 a 8 meses): destilerías de vino.

d. Sustratos de arranque muy lento (10 a 12 meses): plantas de almidón y plantas químicas.

Nota: La industria de pulpa y papel no se considera en esta clasificación.

Hanaki y Hirunmasuwan (1988), inocularon un filtro anaerobio con lodos digeridos provenientes de una planta de tratamiento de aguas municipales; estos lodos se cribaron para eliminar las partículas más grandes. Se agregó también una solución de glucosa (de 3 a 9 g/L), NH<sub>4</sub>Cl (170 mg/L) como fuente de nitrógeno, NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> (37 mg/L) como fuente de fósforo, NaHCO<sub>3</sub> (de 2 a 4 g/L) como agente alcalino, MgSO<sub>4</sub>.6H<sub>2</sub>O (9 mg/L) y KCl (25 mg/L). Las concentraciones de glucosa se variaron dependiendo de la carga aplicada del sustrato al reactor.

Jlcui et. al., (1988), realizaron estudios con procesos continuos y procesos discontinuos, para evaluar la posibilidad de utilizar lodos activados en vez de lodos digeridos municipales, como

material de inóculo en un reactor de manto de lodos de flujo ascendente (UASB). Los lodos se obtuvieron de un clarificador secundario de la planta de tratamiento de lodos municipales de Beijing. El proceso discontinuo se llevó a cabo en matraces de 100 ml. a los que se les agregó una mezcla de alcohol metílico y acetato de sodio, como sustrato, junto con los lodos activados. Se mantuvieron a una temperatura de 35°C y se alimentaron con glucosa como sustrato y lodos activados como material de inóculo.

La velocidad de carga se expresa generalmente como la carga volumétrica, empleando la demanda química de oxígeno (DQO, por ejemplo, kg/m<sup>3</sup>d. Sin embargo, se debe de hacer una comparación mayor de velocidades de carga en diferentes reactores manejando diversas aguas residuales, en la medida en que sea posible. La diferencia entre los diversos reactores y las aguas residuales es la cantidad de biomasa activa en el reactor y la biodegradabilidad del agua residual.

Es difícil medir la biomasa activa en un reactor de película fija, lo cual es muy sencillo en los reactores de crecimiento suspendido. Consecuentemente, es muy fácil expresar la biomasa en términos de sólidos suspendidos volátiles (SSV) en estos últimos reactores, mientras que para los reactores de lecho fijo, es de interés fuertemente operacional.

Se han realizado investigaciones muy limitadas con respecto a la microbiología de los procesos anaerobios de película fija. No existe ninguna razón para suponer que exista una diferencia particular en la microbiología fundamental y en la producción de metano en los reactores de película fija y en los sistemas suspendidos. De ahí que todos los reactores tienen probablemente la misma reacción, medida como kg de DQO/kg de biomasa activa (Rosen y Gunnarsson, 1986).

Henze y Harremoës (1983), han calculado la velocidad de la reacción para materiales complejos orgánicos, entre 1 y 2 kg de DQO/SSV.d, y aproximadamente de cuatro a cinco veces velocidades mayores, utilizando ácido acético como sustrato.

Una segunda característica operacional dictada por la concentración del efluente, es el efecto de la carga hidráulica en una carga orgánica fijada (kg de DQO/m<sup>3</sup>d). Para cualquier reactor, a una carga orgánica constante, disminuyendo la concentración del efluente, reduce el tiempo de retención hidráulica, pero esto no debería de causar problemas, estipulando que se mantendrá un tiempo de retención de sólidos. La carga volumétrica para reactores de película fija, fué de 5 a 10 kg de DQO/m<sup>3</sup>d para materia orgánica compleja y dos o tres veces mayor para sustratos acidificados (Rosen y Gunnarsson, 1986).

De las experiencias ya ganadas en las instalaciones industriales utilizando procesos de contacto a escala completa, la carga de diseño máxima para el proceso de contacto anaerobio se ha

encontrado aproximadamente de 2.5 a 3.0 kg de DQO/m<sup>3</sup>d de reactor (Anderson, 1986).

Los condensados de una fábrica de papel que emplea proceso Kraft, tratados con un tiempo de retención hidráulico, mostraron una reducción de DQO del 75 al 90 %. A partir de que la concentración menor de estos residuos bajó las cargas, las productividades alcanzaron solamente de 0.07 a 0.08 L/L.d (Calzada, et.al., 1988).

La carga y la concentración de sólidos suspendidos y disueltos en un efluente de fábrica de papel, depende de la naturaleza de la materia prima utilizada y de su retención total en el proceso. Esto último está en función del punto en el cual, se agregan los materiales (por ejemplo en la fase húmeda o sobre la superficie del papel), su retención de un solo paso, la eficiencia de aprovechamiento y que tanto está cerrado el sistema de agua.

Es evidente que el proceso de tratamiento primario (normalmente sedimentación con algún pretratamiento químico) alcanza una buena remoción de sólidos suspendidos totales (SST), pero esas concentraciones de sólidos sedimentables pueden ser todavía altas, particularmente en fábricas de papel con sistemas de agua cerrados y que utilicen una concentración alta de almidón (debido a la formación de coloides). La concentración de sólidos orgánicos (como DBO o DQO) remanentes después del tratamiento primario es el principal parámetro para determinar si se requiere un tratamiento adicional antes de la descarga.

La carga de la DBO o de la DQO determina el tamaño del reactor (aerobio o anaerobio) que se requiere para alcanzar unas condiciones de descarga estándares particulares. Los aspectos económicos de la escala de operación para las plantas de tratamientos así como para otros sistemas de proceso y los aspectos económicos del tratamiento anaerobio en el sitio tenderán a ser más atractivos conforme mayor sea la carga de DQO a tratar.

### 2.5.5 Analisis de los resultados experimentales obtenidos utilizando reactores anaerobios de lecho empacado.

La Tabla 2.9 muestra el resumen de 60 trabajos revisados. Estos se realizaron durante los últimos 24 años a partir de Young y Mc. Carty (1967) quienes emplearon un medio sintético para alimentar al reactor anaerobio relleno de piedras y mantenido a 25 °C.

El empaque de estos filtros ha variado desde materiales tan sencillos como: piedras, piedra caliza, grava, rocas, minerales, esferas de madera, carbón vegetal y cerámica porosa. Así mismo se han llenado con: anillos raching, esferas de ping pong, vidrio, ladrillo rojo, residuos con níquel y plásticos. Los materiales patentados y los polímeros también han sido objeto de estudio como superficies en los que puede crecer la biomasa, ellos son: anillos raching; polipropileno; "surpac"; poliuretano; fibras de poliester; tubos, anillos y espumas de PVC; "sepiolite"; anillos "Pall"; "Hiflow"; "Plasdek"; "Flocor".

Los filtros se han mantenido con temperaturas entre los 20°C (Campbell, 1973) y los 40°C (Sineris et al., 1982). El valor que se repite más es el de 35°C.

Los reactores anaerobios de lecho empacado generalmente se han construido como cilindros colocados en forma vertical, sin embargo, Van Rompuk y Verstraite (1988) colocaron el reactor en un ángulo de 45° y lo alimentaron con aguas residuales domésticas.

Los residuos que se han estudiado con estos sistemas anaerobios de lecho empacado son en su gran mayoría, aguas residuales industriales (45 investigaciones). En segundo lugar se han probado las aguas sintéticas (8 investigaciones). El efluente de un lisímetro se sometió a estudio (Chian y De Halle, 1977) y también se ha utilizado estiercol (Ranalli et al., 1991). Los lodos de las plantas de tratamiento de aguas residuales domésticas se han sometido a tratamiento anaerobio en dos de los estudios revisados (Donovan, 1987 y Pugh et al., 1987), así como las aguas residuales domésticas crudas (Hossein y Mesdaghinia, 1988; Van Rompuk y Verstraite, 1988; Abillah y Alk Heny Lee, 1991).

Cabe mencionar, que las aguas residuales industriales que más se han estudiado son los efluentes de las fábricas de papel y celulosa. Los condensados de la evaporación de "licor negro" de las fábricas de papel "Kraft" y al sulfito han sido objeto de especial interés en la última década (Norman, 1983; Cocci et al., 1985; Eeckaut, 1986; Alvasidis y Wandrey, 1988; Huster y Moebius, 1988; Pichon et al., 1988; Schleicher y Olsson, 1991; Wen Shi ding y Wang Tong, 1991; Malnquist y Welander, 1991).

La DQO de las aguas residuales ha tenido como limite inferior 300 mg/L. Este sustrato se preparó con un caldo de nutrientes y glucosa (Young y Mc Carty, 1969). El alimento más concentrado que se ha suministrado a estos filtros anaerobios ha sido el efluente del lisímetro con 195 000 mg de DQO/L (Chian y De Walle, 1977).

Los datos que se presentan en la Tabla 2.1 aparecen incompletos debido a que en los artículos consultados los investigadores omiten cierta investigación, tal es el caso de las cargas orgánicas presentadas como Kg de DQO/m<sup>3</sup>d. La carga más baja aplicada a estos sistemas es de 0.22 Kg de DQO/m<sup>3</sup>d. que corresponde a una de las corrientes de una fábrica de pulpa que utiliza el proceso al sulfito entre (Vogel y Winder, 1988). La carga más alta corresponde también al efluente de una fábrica de pulpa al sulfito y es de 160 Kg de DQO/m<sup>3</sup>d (Aivasidis y Wandrey, 1988).

Los tiempos de residencia hidráulicos que se informan van desde una hora para aguas residuales domésticas (Hossein y Mesdaghinia, 1988) hasta 1008 horas para el efluente del lisímetro (Chian y De Walle, 1977).

Las eficiencias de remoción de DQO con este tipo de reactores tienen como mínimo valores de 10 a 13% para aguas residuales de la industria petroquímica con 72 horas de tiempo de residencia (Hovious et al., 1972). Van den Berg y Kennedy (1983) obtuvieron eficiencias de DQO de 97 a 98% utilizando como sustrato suero de queso y cargas de 5 Kg de DQO/m<sup>3</sup>d con 13 horas de tiempo de residencia hidráulico.

Las investigaciones se han hecho utilizando en general modelos a escala laboratorio con volúmenes que van de 0.7 L (Van den Berg y Kennedy, 1983) hasta 1400 L (Weiland y Wulfert, 1988). Hay investigaciones a escala completa (Bregoli et al., 1985), con un reactor de 1500 m<sup>3</sup> alimentado con residuos de molinos de azúcar.

Los estudios que se seleccionaron para que constituyeran la Tabla 2.1, comprenden solo aquellos estudios realizados con reactores anaerobios de película fija. No se consideraron los reactores anaerobios mixtos, es decir, combinaciones del tipo filtro anaerobio - UASB o filtro anaerobio - leche fluidizado.

Mueller y Mancini (1975) han representado gráficamente los resultados de varias investigaciones en donde se puede apreciar el efecto del tiempo de residencia hidráulico, sobre la eficiencia de remoción de sustancias orgánicas disueltas para reactores anaerobios de lecho empacado y flujo ascendente.

El modelo empírico para estos datos es:

$$\% \text{ Rem DQO} = 100 \left( 1 - \frac{1.8}{\text{TRH}} \right)$$

Los datos se presentan gráficamente en la Fig. 2.5.

Tabla 2.9 Resumen de los resultados experimentales obtenidos con reactores anaerobios de lecho empacado.

Investigador	Reactor	Residuo	Carga en kg de DQO/m <sup>3</sup> d	Tiempo de residencia hidráulico en horas	Remoción de DQO en %	Observaciones
Young y McCarty, 1963	Columna de 6' x 5.5" Empaque: piedra (1" a 1.5" e = 0.42 T = 25°C	Acidos volátiles, proteínas y carbohidratos. Con 375 - 12000 mg de DQO/L	4.25 - 33.96	4.5-72	56.98	Evaluación cinética con modelos matemáticos simplificados y ecuaciones de diseño.
Plummer et al., 1968	H = 11 a 16" Empaque: anillos Rashing y Berl e = 0.65-0.75 T = 35°C	Fabricación de alimentos (carbohidratos). Con 8500 mg de DQO/L 8475 mg de DQO/L 5300 mg de DQO/L	16.02-102.53	13-83	30-86 (55-86, Soluble) 44 - 93.6 25.2-81.3	Poca habilidad del filtro para capturar sólidos. Efecto de la edad de los lodos sobre la remoción de DQO.
Young y McCarty, 1969		Caldo con Glucosa y nutrientes T = 25°C Con 1500 mg de DQO/L 300 mg de DQO/L	0.42-3.4 0.42-3.4	4.5-36 9-72	36.7-92.1 63-93.4	Aplicación para agua residual industrial
Clark y Speece, 1970	Dimensiones: 3' x 5.5" Empaque: piedra (1" a 1.5", e = 0.46 T = 33°C	Acido acético. Con 6400 mg de DQO/L	59.27	12	30-80	Describe el factor de inhibición de pH. La remoción óptima para el filtro sucede en el ámbito de 6 < pH < 8
Pailthorp et al., 1971	Columnas de 4' a 8' Empaque: piedra de 1" a 1.5" T = 19-22°C	Residuo del procesamiento de papas. Con 3000 mg de DQO/L	5.29-23.23	13-59	41-79	Aplicable a residuos ind. comparable económicamente a un contactor anaerobio y a lodos activados.
Hovious et al., 1972	Escala laboratorio Columnas de 25" x 35" Empaque: anillos Berl 1" de diámetro. e = 0.58 T = 32-35°C	Residuo Sintético Orgánico: alcoholes, aldehidos, ácidos, aminas, glicoles y fenoles. Con 2000 a 20000 mg de DQO/L	5.61-20.83	17-46	64-76	Aplicable a residuos ind. efectos tóxicos de los residuos orgánicos, los residuos de petroquímicas inhiben la producción de formadores de metano posiblemente debido a altos valores de VA=2000 mg/L o de H <sub>2</sub> S=50-100 mg/L Las lagunas anaerobias fueron las que se seleccionaron.
	Escala Piloto Columnas de 6' x 1' Empaque: grava de 1" e = 0.45 T = 34°C	Residuo Petroquímico Con 2000 a 8000 mg de DQO/L	6.41-23.23	72	10-13	

Tabla 2.9 (continúa)

Investigador	Reactor	Residuo	Carga en Kg de DQO/m <sup>3</sup> d	Tiempo de residencia de hidráulico en horas	Remoción de DQO en %	Observaciones
Foree et al., 1972	Columnas de 6' x 6' Empaque: piedra caliza desmoronada e = 0.45 T = 35°C	Licores de bebidas alcohólicas. Con 6000 a 27,000 mg de DQO/L	8.01-64.08	15-330	30-97	Aplicable a residuos ind. medio reductor piedra caliza, requerimiento químico, tratabilidad aerobia de efluentes parcialmente estabilizados.
Tedman, 1973	Columnas de 5 x 3' Empaque: "Intalox" de 1" de diámetro e = 0.8 T = 25° y 35°C	Peptona-Glucosa, bebidas alcohólicas, condensados de fábricas de papel, ácidos acético y glicólico. Con 2500 a 16100 mg de TOC/L	9.33-72.09 (como COT)	12-48	73-94 (como COT)	Aplicable a residuos ind. Capacidad amortiguadora. La eficiencia decrece en 10% por cada 10 C que se disminuyan. El valor calorífico del gas es de 101/4500 m <sup>3</sup> /1 °C. Operación intermitente (5 días operando/2 días fuera de operación)
Campbell, 1973	Empaque: esferas de ping pong T = 20°C	Detergente No iónico Con 2000 a 6000 mg de DQO/L	4.01-12.02	48	55-83	Aplicación para agua residual industrial
Dennis y Jennett, 1974, 1975	Columnas de 3' x 5.5' Empaque: piedras de 1 a 1.5", e = 0.47 T = 37°C	Residuo farmacéutico con aprox. 95% de metanol. Con 1250 a 16000 mg de DQO/L	2.24-35.24	12-48	94-98	Aplicación para agua residual industrial
El-Shafie et al., 1973	6 filtros en serie Columnas de 15" x 5.5' Empaque: grava de 1" a 5.5". T = 30°C	"Metrecal". Con 11,000 mg de DQO/L	68.41	18	70-95	Los ácidos de cadena ramificada se degradan más lentamente que los lineales. El nitrógeno total permanece constante en el sistema. El sistema se afecta a pH bajo.
Wilson y Timpany, 1973	Columnas de 1.9' x 5.7' Empaque: polipropileno de 1" de diámetro. e = 0.83 T = 35°C	Residuos diluidos del licor de sulfito. Con 1300-5300 mg DBO <sub>5</sub> /L	20.03-60.08	89-95	27-58 (como DBO)	Aplicable a residuos ind. Hay inhibición a pH bajo. Posible toxicidad por la presencia de sulfitos.
Richter et al., Taylor, 1972 Dorstal, 1974	Columnas de D = 30", H = 20' Escala planta piloto, Spokane, Wash. Empaque: roca, dono de de 1 a 2", base de 2" a 3", e = 0.40	Residuos de harina de trigo. SS=370-8360 mg/L <2300 > DQO=5930*13, 100 mg/L <8500 >	37.97	22	65 (76% de rem. como DQO)	Primer modelo a escala completa del filtro anaerobio, factibilidad económica y operacional, estudios de sedimentación del efluente, tratamiento aerobio.

Tabla 2.9 (continúa)

Investigador	Reactor	Residuo	Carga en Kg de DQO/mgd	Tiempo de residencia de hidraulico en % de en horas	Remocion de DQO en %	Observaciones
Bregoli et al., 1965	Empaque: mineral V = 1500 m <sup>3</sup> T = 35°C	Residuos de ingenios azucareros con 18500 mg de DQO/L		22.8	55	Aplicación para agua residual industrial
Cocci et al., 1985	Dos filtros horizontales Empaque: roca (D = 25 - 50 mm) H = 440 mm Largo = 110 mm profundidad = 180 mm V = 7 L T = 35°C	Efluente clarificado de una papelera y licor con SO <sub>3</sub> con 8200 mg de DQO/L para el ef. clarificado y y 41000 mg de DQO/L para el licor gastado de SO <sub>3</sub>		26.4 - 40.8	48.6	Aplicación para agua residual de fábricas de celulosa
Costa y Sant'Anna Jr., 1985	Tubo de PVC. V = 5.65 L T = 22° - 26°C	Aguas residuales de destilerías de alcohol. Con 3000-3500 mg de DQO/L		10 - 16	60 - 80	Aplicación para agua residual industrial
Eeckout et al., 1986	Empaque: poliuretano V = 1 L	Ef. de fábricas de papel: DQOs = 1700 mg/L SO <sub>4</sub> = 350 mg/L COTs = 650 mg/L DBO <sub>5</sub> total = 1100 mg/L DQOs = 450 mg/L DBO <sub>5</sub> total = 235 mg/L SO <sub>4</sub> = 450 mg/L COT = 170 mg/L	7	7.2	56	Aplicable a residuos ind. Se utilizo un proceso de digestion en dos fases para la biometanización de los lodos ricos en celulosa de los lodos de las fábricas de papel.
			6	2.2	38	
Denac y Dunn, 1987	Columnas cónicas de plexiglas V = 2 L H = 50 cm cilindros: superior = 4.5 cm inferior = 7.5 cm	Melazas. Con 10, 5, 2.5 and 1.2 g de DQO/L	20	18	85	Aplicación para agua residual industrial
			10	18, 9, 12 4.56, 2.4	88-79	
Pugh et al., 1987	Cloruro de Polivinilo tubos de PVC, H=2.4 Cuatro secciones a contracorriente V = 108 L T = 35°C	Licor de lodos del proceso en caliente de plantas de tratamiento. Con 3505 a 7367 mg de DQO/L	22.7	37 - 50	59 - 72	Aplicación del filtro anaerobio/estabilización por contacto para el licor del trat. caliente.
Bermudez et al., 1988	H = 125 cm D = 16 cm Empaque: fibras de poliester T = 37°C	Agua residual de una planta procesadora de cítricos	6.1	36	60	Aplicación para agua residual industrial
Andreoni et al., 1988	Columnas de Plexiglas con una relación H/D de 1.6, empaque: esferas de madera T = 30°C	Agua residual de los molinos de aceitunas	5.5	24	30 - 60	Aplicación para agua residual industrial

Tabla 2.9 (continúa)

Investigador	Reactor	Residuo	Carga en Kg de DQO/m <sup>3</sup> d	Tiempo de residencia hidráulica en horas	Remoción de DQO en %	Observaciones
Mueller y Mancini, 1975	T = 35°C	Residuos con carbohidratos y proteínas	3.2 - 27.2	3 - 24	50-90	Aplicación para agua residual industrial
Chian y De Walle, 1977	Reactor de Plexiglás H = 246 cm D = 20.2 cm V = 54.6 L Empaque: "Surpac"	Lixiviado de un lisímetro lleno de residuos sólidos. Con 62000 a 195000 mg de DQO/L		180 - 1008	88 - 99	Agua residual de efluentes y muy concentrada
Hakansson y Frostell, 1977	T = 22°-25°C	Suero con 8100 mg COD/L y 5000 mg DQO/L	1.9 y 0.7		95 - 98	Aplicación para agua residual industrial
Hudson et al., 1978	T = 26°C T = 23.5°C	Procesadora de pescado Con 466 mg de DQO/L y 407 mg de DQO/L		74.4	80.7	Aplicación para agua residual industrial
Koon et al., 1980		Residuos domésticos	0.95	36		Presentan valores de diseño para el filtro.
Rayan, 1981		Concentrados químicos industriales	16.33 kg/día		65	Presentan valores de diseño para Celanese
Donovan Jr., 1981		Licor de lodos del tratamiento en caliente. Con 10000 mg de DQO/L	6.5	36	55-65	Presentan valores de diseño para estudios piloto.
Jennett y Rand, 1981		Residuo farmacéutico Con 2000 mg de DB05/L		36.00	70-80	Aplicación para agua residual industrial
Sineris et al., 1982	Reactor de vidrio V = 250 ml T = 40°C	Agua residual de la destilación del etanol. Con 60 a 100 gde DQO/L	3 - 30		55 - 85	Aplicación para agua residual industrial
Norman, 1983	Reactor de vidrio V = 12 L Empaque: plástico poroso de poliuretano e = 0.95 T = 37°C	Condensado del evaporador del licor blanco del proceso kraft. Con 1.4 Kg de DQO/m <sup>3</sup>	2	18	80	Aplicable a residuos ind. Para sólidos suspendidos de los condensados. Los principales componentes son: metanol, etanol, acetona y compuestos de azufre, p. ej. sulfuro de dimetilo y metilmercaptano. La concentración de metano: 90% (v/v)
Van der Berg y Kennedy, 1983	V = 1.2 L V = 0.7 L Empaque 1: arcilla Empaque 2: fibras de poliéster T1 = 30°C T2 = 35°C	Suero de quesos	5 10 15 20	13.2 158.4 105.6 79.8	97 - 98 91 - 97 87 - 98 87 - 96	Aplicación para agua residual industrial
		Residuo de lácteos y natas	5 10 15 5 10	19.2 9.6 6.48 19.2 9.6	70 - 83 70 - 83 67 - 75 60 - 82 60 - 82	

Tabla 2.9 (continúa)

Investigador	Reactor	Residuo	Carga en Kg de DQO/m <sup>3</sup> d	Tiempo de residencia de DQO de hidráulico en horas	Remoción de DQO %	Observaciones	
Aivasidis y Wandrey, 1988	Escala laboratorio V = 12 L Empaque: vidrio poroso con una porosidad entre 50 y 61% y un diámetro medio de poro de 60 a 300 m D = 4 cm T = 35°C	Efluentes del blanqueo de pulpa al sulfito. Con 47.4 kg de DQO /m <sup>3</sup> y 6445 mg de DQO/L	100-150	11	84	Aplicable a residuos ind. Condensado del evaporador de sulfito. Se llevaron a cabo los experimentos con una planta piloto (1m <sup>3</sup> ). Esto es necesario para obtener los datos para escalar y calcular la viabilidad económica del proceso.	
Bonastre y Paris, 1988	Botellas de 120 ml con cinco diferentes tipos de empaque: anillos de PVC, espuma de PVC, ladrillo rojo, residuo con níquel, sepiolite, y blancos T = 37°C	Acido acético con 1500 mgde DQO/L y ácido propiónico con 50 mg de DQO/L	0.4 kg de DQO por kg de SDV			Estudiaron la interacción soporte/microorganismo y la capacidad de colonización de cinco diferentes materiales de soporte	
Chava et al., 1988	Empaque: poliuretano con D = 5/8" y anillos Pall V = 5 L	Medio sintético y semi-sintético con 200-220 g de DQO total/L	1.5-3		95	Aplicable a aguas residuales industriales, especialmente al licor de sulfuro pastado, generado durante el proceso de pulpeo al sulfito.	
Hakanson, 1988		Suero con 5000 mg de DQO/L T = 22-25 C	0.7		95	Aplicación para agua residual industrial	
Hareki y Hirumasan, 1988	H = 140 cm D = 14 cm V = 8.5 L Tubo de plástico Empaque: plástico cortado en piezas de 15 mm de longitud T = 16 - 35°C	Residuo sintético (glucosa y sales minerales con 9200 mg de DQO/L	4		90	Se esperaba que este tipo de reactor degradara almidón de tapioca disuelto en las aguas de desecho; los carbohidratos son los principales componentes.	
Hossein y Mesdaghinia, 1988	Empaque: anillos de vidrio, V = 2 L T = 35°C	Aguas residuales domésticas. Con 2700 mg de DQO/L		1 - 2	97.6	Aplicable a aguas residuales domésticas y de rastros.	
Huster y Mbius, 1988	Reactor híbrido V = 1.25 m <sup>3</sup> Empaque: material plástico T = 35° and 40°C	Efluentes de una maderera. Con: DQO = 3000 mg/L DBO5 = 1200 mg/L Efluente de destintado DQO = 1200 mg/L Efluente de destintado DQO = 1200 mg/L DBO = 450 mg/L	11	7	50	Aplicable a aguas residuales de la industria de papel y celulosa.	
				1-2	7	50	
				4	30		

Tabla 2.9 (continúa)

Investigador	Reactor	Residuo	Carga en Kg de DQO/m <sup>3</sup> d	tiempo de residencia de DQO de hidráulico en % en horas	Remoción de DQO	Observaciones
Nielsen y Ivesen, 1988	T = 32°C	Agua residual de una fábrica de almidón de papa con 2.5 gde DQO/L S-SO <sub>4</sub> = 0.3 g/L				Aplicación para agua residual industrial
Pichon et al., 1988	Reactor híbrido UASB/lecho fijo Empaque: Poliuretano V = 28 L T = mesoflica	Agua residual de una fábrica de pulpa y papel. Con 10 Kg de DQO/m <sup>3</sup>		2-3	50	Aplicable a aguas residuales de la industria de papel y celulosa.
Pichon et al., 1988	Escala laboratorio V = 55 L T = Mesoflica Empaque: fibras de Políester	Efluente de una fábrica de pulpa de papel con 120-210 kg de DQO/t	4.7	48	45	Aplicación para residuos industriales incluyendo la etapa al sulfito. La alimentación fue con flujo ascendente y descendente. Los primeros resultaron con mayor eficiencia. La carga máxima fue de 3.5 kg de DQO/m <sup>3</sup> d que corresponde a 800 mg/L como azufre.
Srner, 1988	AHTRIC (Anaerobic Tricking Filter). Empaque: plástico con área superficial específica de 140 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	19300 mg de DQO/L 5930 mg de DBO/L			11	Aplicación para agua residual industrial
Temper et al., 1988	Empaque: Tubos de PVC T = 34° - 36°C V = 77 m <sup>3</sup>	Agua residual 4000 - 15000 mg de DQO/L 3000 - 11500 mg de DBO/L	8	27	75 - 80	Agua residual de las plantas de tratamiento.
Timur et al., 1988	Columnas de plexiglas Empaque: anillos Pall de plástico de 5/8" T = 35°C V = 5.82 L	Agua residual de la destilación de la mezcla de etanol-anís. Con 500 - 20000 mg de DQO/L 85 - 800 kg de DBO/t de uvas secas	2 - 4 4 - 6 6 - 8	20 - 30 10 - 20 8 - 10	90	Aplicación para agua residual industrial
Van Rompuk & Verstrate, 1988	Empaque: Poliuretano separador de platos en paralelo, V=160 L T = 20°C. Ang 45°	Agua residual doméstica. Con 1 a 2 g de DQO/L		1.2	57-66	Aplicación para agua residual doméstica.
Vogel y Winder, 1986	V = 1.5-50 L Empaque: polietileno/carbón y vidrio sintético	Aguas residuales de diferentes corrientes de las fábricas de pulpa al sulfito. Con 1.3 g de DQO/L	0.22	3-5	37-59	Aplicación para agua residual industrial de una fábrica de pulpa al sulfite.

Tabla 2.9 (continúa)

Investigador	Reactor	Residuo	Carga en kg de DBO/m <sup>3</sup> d	Tiempo de residencia hidráulica en horas	Remoción de DBO en %	observaciones
Wellens y Wulfert, 1988	Tres reactores Enpaques: Hiflow, Plasdek, Florcor D = 0.6 m V = 1400 L, H = 5 m T = 35° - 37°C	Agua residuales de la destilación de etanol. Con 40000 - 90000 mg de DBO/L	10	24	90	Aplicación a residuos ind. La operación con flujo ascendente, permite mayor eficiencia de remoción DBO y mayor producción de biogas. La operación con flujo descendente, estabiliza los cambios bruscos de carga.
Espero et al., 1989	Enpaque: cerámica porosa. T = 34°C	Agua residual del fríjol de soya. Con 55 000 mg de DBO/L	26 - 51	17.50		Aplicación para agua residual industrial
Hickson y Wheatley 1991	V = 10 L Enpaque: Florcor R T = mesofílica	Agua residual sintética	-	-	-	Estudiaron las diferencias entre la biomasa de un reactor de lecho fijo y otro de lecho fluidizado
Giraldo-Gomez y Switzenbaum, 1991	-	Sustrato soluble (sacarosa)	-	-	-	Se midieron H <sub>2</sub> , CO, CO <sub>2</sub> y CH <sub>4</sub>
Abliah y AlkhenyLee, 1991	V = 240 L Enpaque: plástico poroso	Agua residual doméstica DBO entre 111 y 164 mg/L	-	-	85.22	Escala completa
Guerrero et al., 1991	Enpaque: anillos 'Rashing' T = 37°C	Agua residual industrial (producción de alimento para peces) DBO de 20 a 35 g/L	2-6	-	77-90	Aplicación para agua residual industrial
Schleicher y Olsson, 1991	-	Agua residual de una fábrica de papel DBO de 200 kg/día	-	-	70	Agua residual industrial Se recuperan 10 kg de azufre por día
Wen Shi-ding y Wang Tong, 1991	V = 10 m <sup>3</sup> Enpaque: fibra suave T = 20°C	Agua residual de la industria farmacéutica	3.4	-	98.28	Aplicación para agua residual industrial
Wen Shi-ding y Wang Tong, 1991	V = 1 L Enpaque: esferas de espuma de poliuretano T = 37°C	Efluente del proceso de fabricación de papel (kraft)	-	10	-	Aplicación para agua residual industrial

Tabla 2.9 (continúa)

Investigador	Reactor	Residuo	Carga en Kg de DBO <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> d	Tiempo de residencia hidráulica en horas	Remoción de DBO	Observaciones
Renelli et al., 1991	Empaque: espuma de poliuretano de diferente porosidad	Estiercol DBO de 7.2 g/L		168	78 - 83	Residuos orgánicos animales
Hawkes et al., 1991	T = 35°C	Agua residual de la fabricación de helados	6.8	-	-	Aplicación para agua residual industrial
Soto et al., 1991	Empaque: anillos Rashing T = 55°C y T = 37°C V = 0.92 L	Agua residual de la cocción de mejillones	10 y 12	menor a 40 horas	-	Aplicación para agua residual industrial
Malmquist y Welander, 1991	V = 20 m <sup>3</sup> T = 37 C pH = 7	Efluente del proceso de fabricación de papel (kraft) con DBO de 1600 mg/L	-	De 0.6 hasta 12 horas	-	Aplicación para agua residual industrial (clorato)
Modesto et al., 1991	-	Compuestos alifáticos policlorados con 48 mg de DBO/L	-	-	-	Acimatación de bacterias metanogénicas

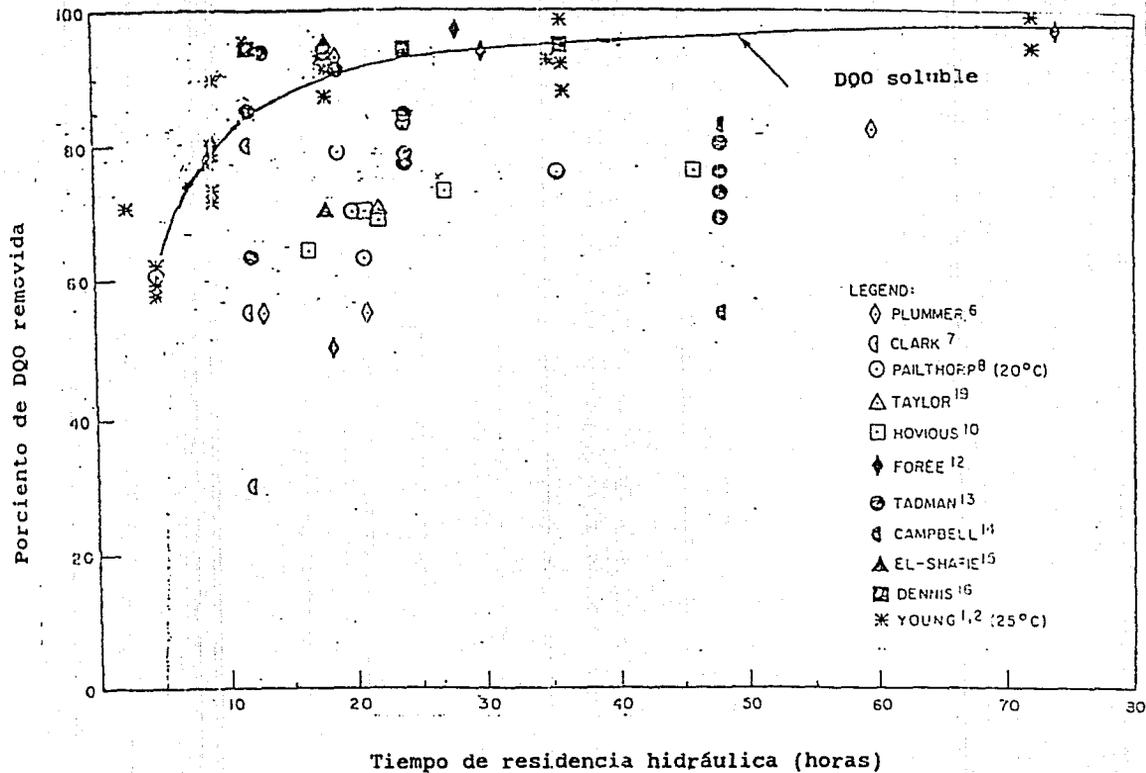


Fig. 2.5. Efectos del tiempo de residencia hidráulico sobre la eficiencia de remoción de sustancias orgánicas disueltas en reactores anaerobios de lecho empacado.

## CAPITULO 3

### PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL Y EQUIPO

El experimento se llevó a cabo en dos etapas: la primera, en los laboratorios del Instituto de Tecnología del Papel, de la Universidad Técnica de Darmstadt (Institut für Papierfabrikation, Technical Hochschule Darmstadt) en la República Federal Alemana y la segunda, se realizó en los laboratorios de la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México.

Los equipos que se utilizaron para el estudio, se diseñaron en el Instituto alemán; estos modelos ya se habían empleado con éxito en otras pruebas de tratabilidad con aguas residuales de la industria del papel y de la celulosa.

En Alemania, se trabajó con dos reactores, en México solo con uno de ellos, el cual fue donado por el Instituto con el fin de continuar los experimentos con aguas residuales de la industria mexicana.

Las características del agua residual si variaron. El agua residual de la industria alemana que se estudió, era más concentrada que la que se sometió a las pruebas en México. Esto se debe a que la primera proviene de una fábrica que no descarga sus efluentes; es decir, el circuito de agua para el proceso, se ha cerrado desde hace dos décadas, aproximadamente; mientras que en la segunda, fue proporcionada por una planta con el circuito de agua parcialmente cerrado.

#### 3.1 DISEÑO EXPERIMENTAL.

##### 3.1.1 Primera etapa

La primera etapa de este experimento tuvo lugar en los laboratorios del Instituto de Tecnología del Papel bajo la supervisión de los investigadores alemanes quienes ya poseían experiencia con este tipo de aguas residuales y tuvo dos fases: a) "puesta en marcha" y b) "condiciones pseudo-permanentes", esta última se pudo llevar a cabo debido a que el agua residual tenía una alta carga orgánica.

##### 3.1.1.1 Fase 1: Puesta en marcha.

En esta fase se inocularon los reactores y se incrementaron sus cargas orgánicas, hasta que la eficiencia de remoción de la materia orgánica empezó a decrecer junto con la producción de biogas. La frecuencia de muestreo y los parámetros considerados como variables de respuesta, se encuentran en la Tabla 3.1. Las variables independientes o variables de control fueron básicamente el tiempo de retención y la carga orgánica aplicada, las cuales eran fácilmente controlables. La metodología que se siguió para inocular los reactores y operarlos se describe más adelante.

Tabla 3.1. Frecuencia de muestreo y parámetros considerados como variables de respuesta en la Fase 1 (puesta en marcha), de la primera etapa.

Parámetro	Frecuencia semanal	Influyente	Efluente	Gases
DQO	3	x		
	5	x		
DBO <sub>5</sub>	1	x	x	
pH	5	x	x	
COT	1	x	x	
Gasto	5	x		
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	1	x	x	
Ca <sup>+</sup>	1	x	x	
CO <sub>2</sub>	5			x
CH <sub>4</sub>	5			x
H <sub>2</sub> S	2			x
Vol. de Gas	7			x

### 3.1.1.2 Fase 2: Condiciones pseudo-permanentes.

Posteriormente, los reactores se sometieron a variaciones en los tiempos de retención entre 10 y 40 horas, ya que en este intervalo se observó que la eficiencia de remoción era independiente de la carga orgánica aplicada. También se consideró como variable independiente a la concentración del agua residual, la cual se alimentó en cinco porcentajes de dilución diferentes. La dilución más alta podría corresponder a la concentración de agua proveniente de la industria de papel mexicana y estos resultados pudieran servir para predecir condiciones de respuesta de este tipo de reactores para efluentes con características similares. Las variables de respuesta consideradas en la Fase 2, fueron las mismas que se presentan en la Tabla 3.1.

La frecuencia de monitoreo se cambió para los efluentes líquidos de los reactores, solamente el gasto, el potencial de hidrógeno y el volumen de gas producido, se continuaron midiendo diariamente; los demás parámetros se cuantificaban al final de cada corrida.

Por lo que respecta al biogas como efluente gaseoso de los sistemas, se siguió caracterizando con la misma frecuencia, excepto el ácido sulfhídrico que se determinaba antes de variar nuevamente las condiciones de operación.

La Tabla 3.2 se diseñó para llenarse con los datos obtenidos en la Fase 2, en ella, se indica el número de reactor empleado (M-1 ó M-2), los tiempos de retención controlados y el porcentaje de dilución del agua residual

Tabla 3.2 Cuadro diseñado para la Fase 2 (Condiciones pseudo-permanentes) de la primera etapa.

tiempo de retención en horas	Porcentaje de dilución del agua residual				
	C1 10%	C2 25%	C3 50%	C4 75%	C5 100%
40	H-2	H-2	H-2	H-2	H-2
26.70	H-2	H-2	H-2	H-2	H-2
16	H-1	H-1	H-1	H-1	H-1
11.43	H-1	H-1	H-1	H-1	H-1
10	H-1	H-1	H-1	H-1	H-1

### 3.1.2 Segunda etapa

La segunda etapa de este experimento, se estudió en los laboratorios de la Sección de Ingeniería Ambiental de la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería, de la Universidad Nacional Autónoma de México. En estos laboratorios se instaló uno de los reactores utilizado en la primera etapa.

La caracterización del agua residual que se utilizaría para este estudio presentó una baja cantidad de materia orgánica, sin embargo, se procedió a llevar a cabo la Fase 1 "puesta en marcha". Se inoculó el reactor y se incrementó la carga orgánica paulatinamente, de la misma manera como se había efectuado en la Fase 1 de la primera etapa, hasta tratar de mantener en cierta forma estables las variables de respuesta.

El tiempo de retención se manejó como variable independiente así como la carga orgánica. Las variables dependientes, fueron las mismas consideradas en la Fase 1 de la primera etapa .

El volumen de biogas producido, también se cuantificó en esta segunda etapa como una variable de respuesta primaria.

El bajo contenido de materia orgánica presente en el agua residual, no permitió hacer algún otro estudio y únicamente el experimento en los laboratorios mexicanos tuvo una sola fase, la denominada "puesta en marcha".

### 3.2 DESCRIPCION DEL EQUIPO.

El conjunto completo de los reactores y accesorios utilizados, se muestra en la Figura 3.1, en esta forma se encontraban conectados para la primera etapa de este estudio.

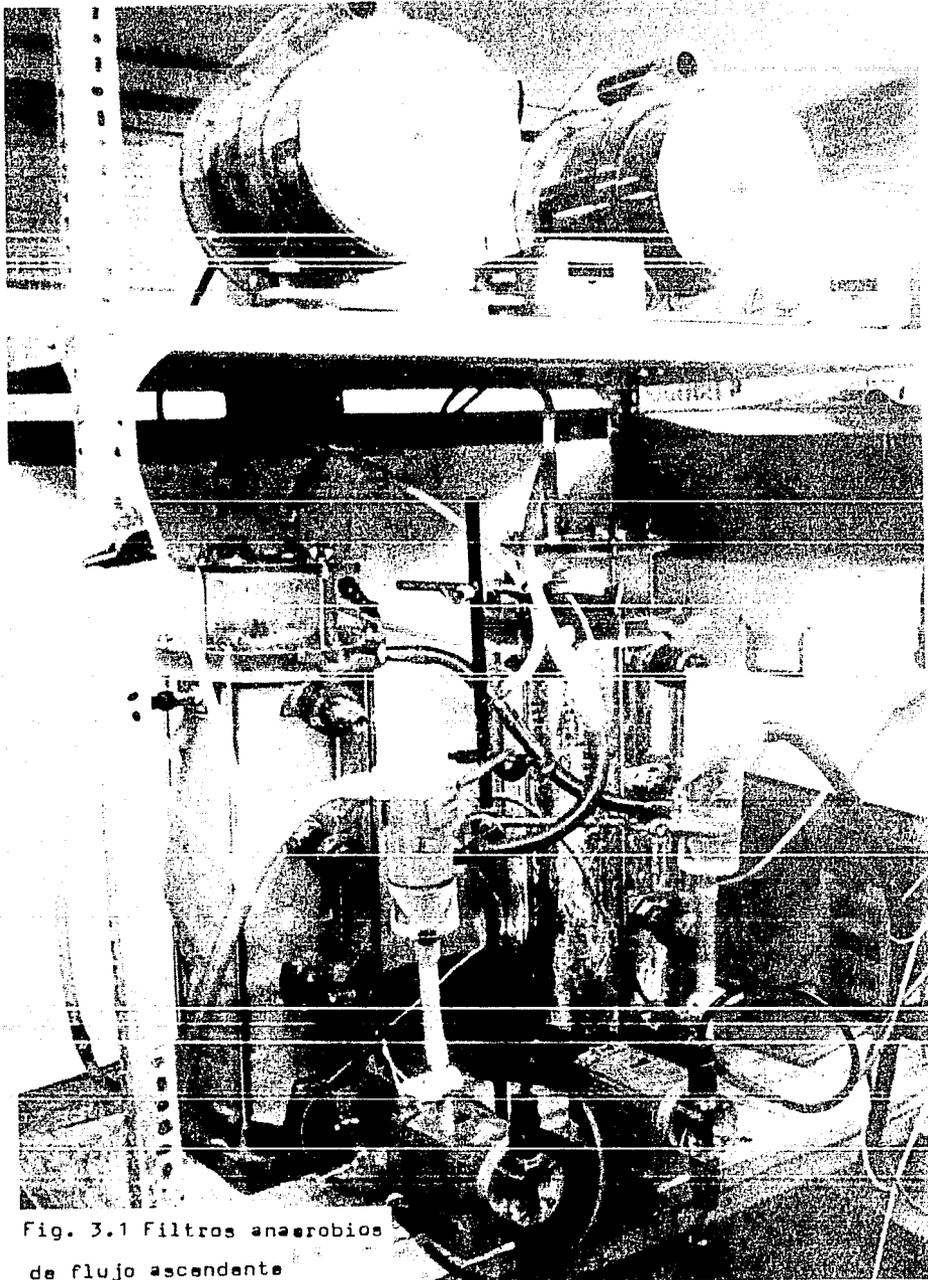


Fig. 3.1 Filtros anaerobios  
de flujo ascendente

### 3.2.1 Reactores anaerobios.

Los reactores que se usaron para estas pruebas de tratabilidad, también son llamados filtros anaerobios, ya que poseen un medio de soporte para la biomasa producida durante el proceso biológico. Para este estudio, los filtros se empacaron con un material plástico tubular (NSW Bionet R103/0), con una área superficial específica y un volumen vacío mayor del 90%; los tubos se colocaron en forma vertical a lo largo del reactor.

Los modelos se construyeron con dos columnas de plexiglas de diferente diámetro, concéntricas, que permitían tener un cilindro de doble pared. En la Figura 3.2, se ve claramente la doble pared por la cual circulaba el agua que mantenía la temperatura del reactor a  $37 \pm 2^\circ\text{C}$ , así como la colocación del material plástico.

El volumen de trabajo de cada reactor fue de aproximadamente 8 litros, con una altura de 0.65 m y un diámetro interno de 0.14 m. Estaban diseñados para alimentarse en forma ascendente o descendente con tres puntos de muestreo de líquido a lo largo del cilindro, como se puede apreciar en la Figura 3.3.

En la Figura 3.3 se pueden observar las válvulas para el control del influente y los puntos de muestreo del líquido; en la parte superior se aprecia la conexión del tubo de silicón, el cual conducía los gases hasta el dispositivo que medía el volumen de biogas formado. Las mangueras para el agua caliente que se recirculaba continuamente, aparecen en la parte inferior del lado derecho y lateral izquierdo del reactor. En este mismo lado izquierdo de la fotografía, están las conexiones que llevaban el agua tratada al sedimentador y también un tubo que retornaba los gases a la parte superior del reactor.

Los cilindros estaban ensamblados mediante presión y con ayuda de empaques de hule en la base y en la tapa; en la Figura 3.4 se presenta por separado la base de uno de los reactores y se pueden ver las varillas que soportaban rigidamente a los tubos de plexiglas.

En la tapa de los reactores se encontraban tres puertos de muestreo para el gas formado, así como la conexión del tubo de silicón que lo conducía hasta el medidor de volumen. Uno de los orificios tenía una membrana que permitía tomar la muestra mediante la introducción de una jeringa. (Figura 3.5.). Y, la Fig. 3.6, muestra un esquema del reactor anaerobio de flujo ascendente.

### 3.2.2. Equipo complementario

El efluente ya tratado pasaba a un sedimentador pequeño construido de plexiglas, que aparece en primer plano en la Figura 3.1 y cuyas dimensiones están en la Figura 3.6. Los medidores de los gases se colocaron en la parte superior y funcionaban mediante el principio de despiazamiento de líquido por el biogas producido en el reactor.



Fig. 3.2 Vista de la parte inferior del reactor anaerobio y colocación del empaque.

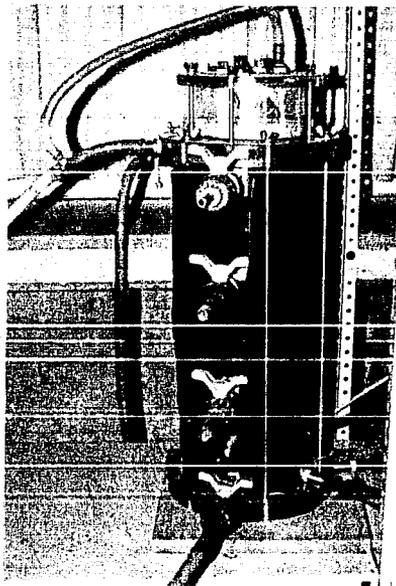


Fig. 3.3 Vista frontal del reactor anaerobio de lecho empacado y flujo ascendente.

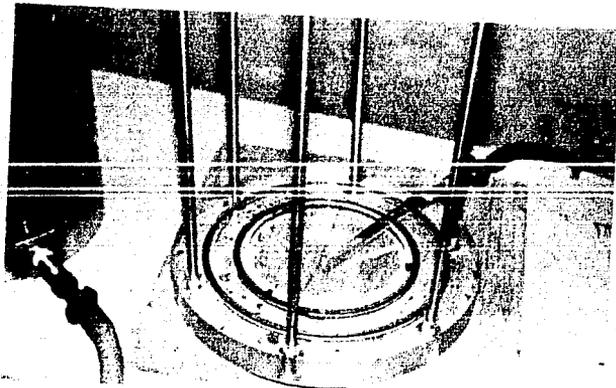


Fig. 3.4 Base del filtro anaerobio.

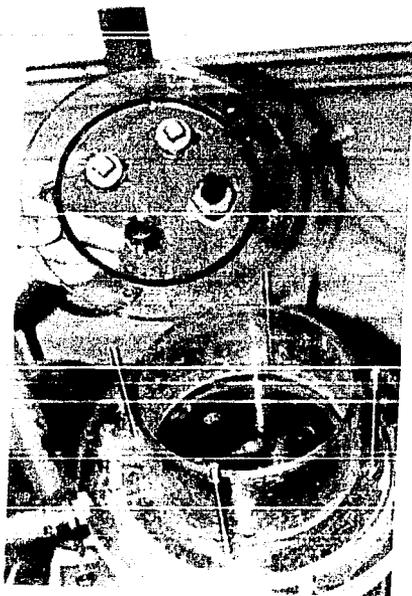


Fig 3.5 Vista de la parte superior del reactor  
y de la tapa.

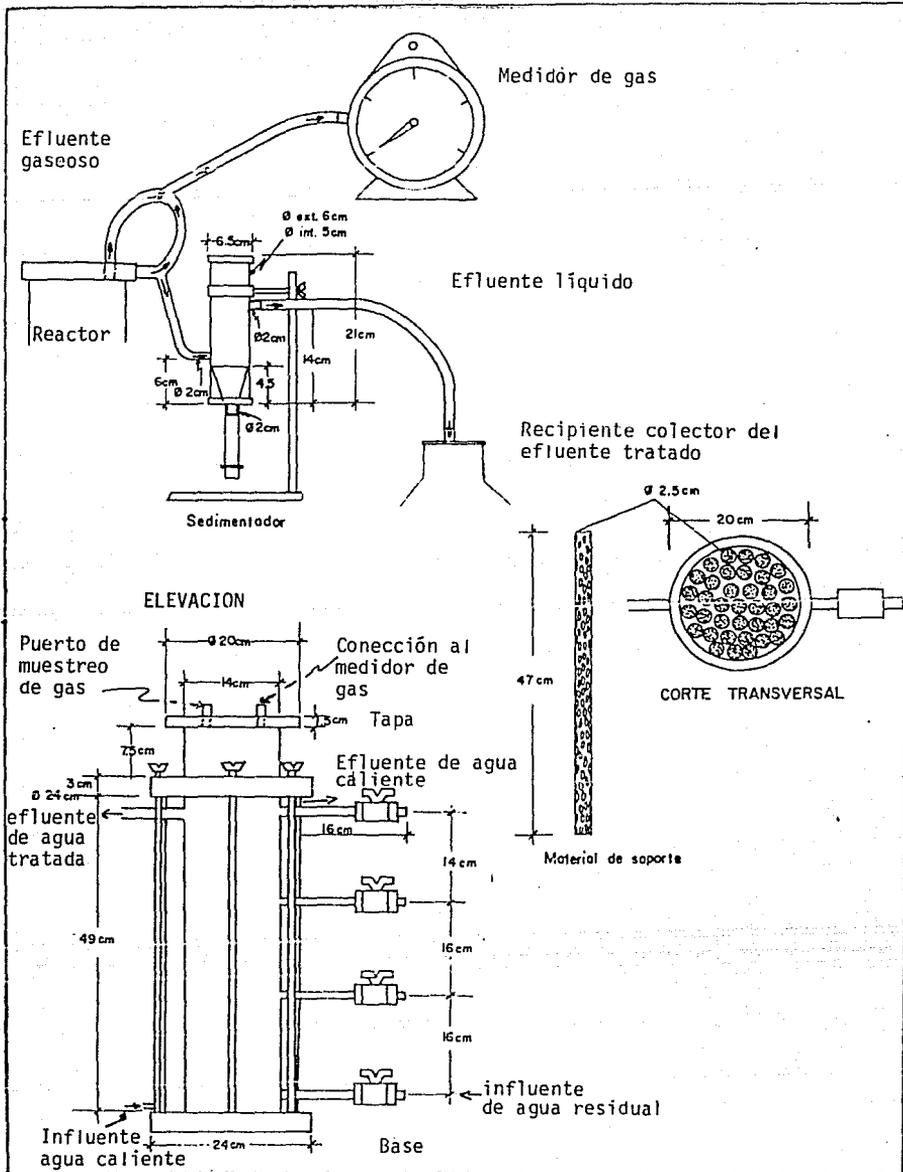


Fig. 3.6. Esquema del reactor anaerobio de lecho empacado

Para introducir el agua residual a los reactores se utilizó una bomba de membrana que permitía regular el gasto y la frecuencia de alimentación, (Figura 3.1)

Se requirió también de un aparato para mantener la temperatura constante del agua que se recirculaba alrededor del reactor, el cual consistía únicamente de un recipiente con una resistencia, un termostato y un dispositivo para recircular el agua.

Se necesitaron dos contactos de corriente eléctrica de 220v, uno para conectar la bomba y otro más para el aparato del agua caliente. Todo esto funcionaba las 24 horas del día.

### 3.3 METODO EXPERIMENTAL.

La metodología para la Fase 1 de ambas etapas fue la misma, el tipo de agua residual, como ya se mencionó antes, fue diferente. La operación de los reactores se trató de mantener más o menos igual, utilizando los mismos modelos físicos en las pruebas de tratabilidad. Las técnicas para la determinación de algunos de los parámetros si variaron ya que no existían algunos de los equipos analíticos en los dos laboratorios.

#### 3.3.1 Tipo de agua residual.

##### 3.3.1.1. Primera etapa.

El agua residual utilizada en la primera etapa, proviene de una fábrica alemana que elabora papel a partir de fibras secundarias, es decir, es papel reciclado tipo cartoncillo o "kraft". El circuito de agua se encuentra completamente cerrado desde los años 70's, por lo que los efluentes contienen una alta cantidad de fibras de celulosa, calcio y sulfatos que da como consecuencia una alta carga orgánica en solución.

Dado que el sustrato es una agua residual real de una industria cuya materia prima es papel procesado por segunda vez, sus características no permanecen totalmente constantes, además de que la fábrica repone el agua que se pierde por evaporación en el mismo proceso de elaboración del producto, a razón de 1 litro por kilogramo de papel producido.

La caracterización de esta agua proveniente de la máquina formadora de papel, denominada también "agua blanca", se presenta en la Tabla 3.3. Las muestras se centrifugaban antes de someterlas a las técnicas analíticas por lo que se reportan como "solubles".

En la Fase 1, el agua residual se diluyó al 50%, mientras que en la Fase 2, para obtener las diferentes concentraciones, se hicieron diluciones con agua de la llave y se le agregó una solución de nutrientes al 1 %, excepto en la concentración más baja, en donde la proporción fué de 2 %.

La composición de la solución de nutrientes, empleada para las dos etapas se da en la Tabla 3.4.

Tabla 3.3 Características del agua residual proveniente de la fábrica de papel que tiene el circuito de agua completamente cerrado en mg/L (solubles)

	mínimo	promedio	máximo
Demanda Química de Oxígeno, DQO	6518	7280	8041
Demanda Biológica de Oxígeno, DBO	4310	4788	5265
Carbono Orgánico Total, COT	914	1812	2710
Carbono Inorgánico Total, CIT	57	242	426
Carbono Total, CT	1050	1921	2792
Ión sulfato, $SO_4^{2-}$	287	389	490
Ión calcio, $Ca^{2+}$	1000	1065	1130
pH	6.5	6.7	6.9

Tabla 3.4 Composición de la solución de nutrientes, g/L

$NH_4Cl$	26.70
$KH_2PO_4$	4.70
Fertilizante para plantas	2.50
$(NH_4)_2Fe(SO_4)_2$	0.14
$NiCl_2 \cdot 6H_2O$	0.04
$Na_2SeO_3 \cdot 5H_2O$	0.01
$CoCl_2 \cdot 6H_2O$	0.09

Las diluciones del agua residual, para la Fase 2 en que los reactores ya se tenían estabilizados, fueron de 10%, 25%, 50%, 75% y sin dilución (100 %). Las concentraciones en gramos de DQO/L quedaron como aparecen en la Tabla 3.5.

Tabla 3.5 Diluciones y concentraciones de DQO soluble en el agua residual para la Fase 2 de la primera etapa, en g/L.

Dilución (%)	Simbología	Concentración (g/L)
10	C1	0.7 - 1.2
25	C2	1.6 - 1.8
50	C3	3.4 - 3.9
75	C4	4.7 - 5.5
100	C5	6.5 - 8.0

### 3.3.1.2. Segunda etapa.

El agua residual que se utilizó para la Fase I de la segunda etapa, fue proporcionada por una planta mexicana que fabrica papel "tissue" y también emplea como materia prima básicamente, papel reciclado de las revistas. Las fibras resultan más cortas que las que están presentes en el agua residual de la fábrica alemana y por esa razón la carga orgánica resulta baja.

Esta planta tiene el circuito de agua parcialmente cerrado y antes de disponer "las aguas blancas" a los cuerpos receptores, las someten a un proceso de flotación, con el fin de separar las fibras del líquido. Los sólidos flotados se envían a un relleno sanitario.

El agua blanca que se utilizó para esta etapa, se tomaba en el punto anterior al proceso de flotación y en ningún momento se diluyó; el análisis de este sustrato se encuentra en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6 Características del agua residual proveniente de la fábrica de papel que tiene el circuito de agua parcialmente cerrado en mg/L (solubles)

	mínimo	promedio	máximo
Demanda Química de Oxígeno, DQO	350	650	950
Demanda Biológica de Oxígeno, DBO	200	400	600
Carbono Orgánico Total, COT	130	230	330
Carbono Inorgánico Total, CIT	32	52	72
Carbono Total, CT	182	282	382
Ión sulfato, $SO_4^{2-}$	174	274	374
Ión calcio, $Ca^{2+}$	107	147	187
pH	5.9	6.3	6.7

### 3.3.2 Puesta en marcha y operación.

#### 3.3.2.1 Puesta en marcha.

El término "puesta en marcha" correspondería realmente a la Fase I en ambas etapas, y sería el momento en que los microorganismos se "aclimatarían" a las condiciones fisicoquímicas específicas de trabajo.

Para inocular los reactores, se utilizaron lodos ya estabilizados anaeróbicamente, procedentes de la planta de tratamiento de aguas municipales de la Ciudad de Darmstadt (Alemania). Antes de introducirlos al reactor, se pasaron por una criba de malla 16. Los reactores en ambas etapas, se inocularon con una mezcla de agua residual, lodos, agua de la llave y solución de nutrientes. Las proporciones están en la Tabla 3.7. El estado inicial de los reactores en cuanto al contenido de biomasa en el medio de soporte, se presenta en la Tabla 3.8.

Tabla 3.7 Composición de la mezcla utilizada para inocular los reactores en la Fase 1 "Puesta en marcha"

Componente	Porcentaje (%)
Agua residual de la fábrica de papel	33
Lodos estabilizados anaeróbicamente	33
Agua de la llave	33
Solución de nutrientes	1

Tabla 3.8 Estado inicial de los reactores en la Fase 1 "Puesta en marcha" de las dos etapas

Reactor	Estado inicial	Etapas
M-1	se alimentó con agua residual de la industria alemana, diluida al 50%. El material de empaque no tenía biomasa.	primera
M-2	se alimentó con agua residual de la industria alemana, diluida al 50%. El material de empaque ya tenía biomasa activada.	primera
M-3	se alimentó con agua residual de la industria mexicana, sin diluir. El material de empaque no tenía biomasa.	segunda

Una vez que se alimentaron los reactores con esta mezcla, permanecieron cerrados durante 3 días. Posteriormente se procedió a alimentarlos en forma continua, bombeando el sustrato lentamente. El agua residual de ambas etapas, se pasaba por una criba de malla del número 16, antes de alimentarse en forma continua a los reactores, ya que los sólidos gruesos podrían perjudicar a las membranas de las bombas.

El tiempo de retención hidráulico inicial para los reactores M-1 y M-3 fue de 100 horas, mientras que para el reactor M-2, fue de 40 horas.

Debido a que el reactor M-2 presentaba baja producción de gas, se re-inoculó con una mezcla formada de agua residual (diluida al

50%) y biomasa de otro reactor de las mismas características, en una proporción de 1 a 1. El volumen total alimentado fue de 2 litros.

Los reactores M-1 y M-2, se mantuvieron con el flujo bajo aproximadamente un mes. Se observó que la producción específica de gas se había incrementado, así como la eficiencia de remoción de la carga orgánica medida como DQO.

El reactor M-3, se mantuvo más de un mes con un tiempo de retención de 100 horas. Se revisaron las conexiones para el gas y el medidor pues se pensó que podría haber problemas con el medidor de gases, pues la producción realmente era muy baja a pesar que la eficiencia de remoción de materia orgánica, medida como DQO era cercana al 60%. No se encontraron fallas y se cambió el tiempo de retención a 70 horas, el cual se mantuvo durante 30 días.

Los datos obtenidos para los tres reactores al final de la Fase 1 "Puesta en Marcha", están en la Tabla 3.9, en el capítulo siguiente están los valores promediados para los tres reactores en las Tablas correspondientes. En los Apéndices se pueden encontrar detalladamente las cantidades para cada una de las etapas.

Tabla 3.9 Resultados de los reactores al final de la Fase 1 "Puesta en Marcha".

Reactor	Eficiencia de remoción en %	Volumen de Gas producido en L/m <sup>3</sup> d	Tiempo de retención hidráulica en horas	Carga orgánica (DQO) en kg/m <sup>3</sup>
M-1	75	321	100	0.86
M-2	60	815	40	1.92
M-3	80	13	70	0.08

Posteriormente las cargas se fueron incrementando poco a poco, con el fin de observar el valor en el cual la eficiencia de remoción disminuía junto con la producción de biogas, manteniéndose más o menos constante la carga orgánica, medida como DQO, del agua residual que se alimentaba a los reactores.

El reactor M-3 presentó mayores problemas para su operación, la producción de gas era muy baja. El agua residual era muy diluida y su composición en cuanto a materia orgánica, no era constante a pesar de que a la fábrica se le solicitaba el efluente con mayor contenido de fibras posibles, es decir, antes de que lo sometieran al proceso fisicoquímico en el que separan los sólidos del agua.

El agua residual de la fábrica mexicana que se recibía en los

laboratorios para alimentar al reactor M-3, en ocasiones, no solo estaba constituida por el agua del proceso de elaboraci3n del papel, sino tambi3n contenia alg3n tipo de tensoactivo que se emplea para lavar ciertas partes de la m3quina

La cantidad de tensoactivo result3 significativa para el buen funcionamiento de los microorganismos, pues en un momento dado, parte de la biopel3cula se destruy3 y se observ3 una disminuci3n total del biogas producido. Para que el reactor volviera a producir biogas, se le inocul3 con lodos digeridos al 1 %. Despu3s de un tiempo, el reactor se recuper3, alcanzando nuevamente eficiencias de remoci3n aceptables (60 al 70%).

El agua residual se continu3 alimentando al reactor tal y como venia de la planta papelera, solo se tenia la precauci3n de no suministrarla cuando se percibiera un aroma propio de los detergentes y se observara espumamiento.

Los tiempos de residencia se variaban cuando la eficiencia de remoci3n bajaba a menos del 50%. La producci3n de biogas se mantuvo siempre baja.

#### 3.3.2.2 Operaci3n.

La Fase 2 o de condiciones pseudo-permanentes, corresponde a la operaci3n misma de los reactores y se realiz3 despu3s de la Fase "Puesta en marcha". En esta Fase se obtuvieron datos de variables de respuesta a diferentes concentraciones de sustrato y diversos tiempos de retenci3n hidr3ulica.

Esta Fase 2, solamente se llev3 a cabo en los laboratorios alemanes, es decir, en la primera etapa del experimento, ya que la concentraci3n de materia org3nica del agua residual as3 lo permitia.

Las concentraciones del agua residual y los tiempos de retenci3n para cada uno de los dos reactores, se distribuy3 de acuerdo al cuadro de la Figura 3.2. Las concentraciones del sustrato se variaron mediante diluciones del agua residual.

En esta etapa los reactores M-1 y M-2, fueron los que proporcionaron las variables de respuesta y se operaron de la siguiente manera:

El reactor M-1, funcion3 con los tiempos de retenci3n de 10, 11.43 y 16 horas, para cada una de las cinco concentraciones. El reactor M-2 estuvo con los tiempos de retenci3n m3s altos, es decir de 26.7 y de 40 horas, tambi3n para cada una de las cinco concentraciones.

Una vez que se cambiaban las condiciones de operaci3n, las primeras lecturas se despreciaban y, como m3nimo, se esperaba 5 veces el tiempo de retenci3n hidr3ulica antes de pasar a la siguiente condici3n de operaci3n.

### 3.3.3 Control de los reactores, muestreo y análisis.

En la Fase 1 de las dos etapas, se llevó a cabo un control diario de los efluentes líquidos y de los gases, así como del sustrato y de la temperatura del agua que rodeaba a los reactores. Este control consistía en medir el gasto del influente, el volumen de gas producido, el potencial de hidrógeno (pH) y la demanda química de oxígeno (DQO) del influente y de los efluentes, inicialmente. Más adelante se determinó también la demanda bioquímica de oxígeno (DBO), el carbono orgánico total (COT) y la cantidad de iones calcio ( $\text{Ca}^{++}$ ) y de sulfato ( $\text{SO}_4^{--}$ ), todos ellos solubles. En los gases se midió el porcentaje de ácido sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ), metano ( $\text{CH}_4$ ) y dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), estos dos últimos solo para los reactores M-1 y M-2 (primera etapa). La frecuencia de monitoreo se encuentra en la Tabla 3.1.

Durante la Fase 2 de la primera etapa (condiciones pseudo-permanentes), las determinaciones se hicieron para el influente y el efluente de los reactores. Las muestras se tomaron al principio y al final de cada operación, excepto para los siguientes parámetros: DQO, pH, gasto del influente, el volumen de gas producido y su composición (metano y bixido de carbono), las cuales se determinaban diariamente.

Antes de analizarse las muestras líquidas se centrifugaban a 5000 rpm durante 5 minutos. Para las determinaciones de DBO, la muestra se pasaba por un filtro de papel Whatman del número 45 y si no se analizaba en el mismo momento, se colocaba el recipiente en el congelador.

Las determinaciones de DQO, DBO, pH, COT,  $\text{SO}_4^{--}$ , y  $\text{Ca}^{++}$ , se hicieron de acuerdo a las técnicas establecidas en el "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater" (1980).

En el caso de la DQO, se empleó además del método volumétrico, el fotométrico que no está estandarizado, pero que es el que se utilizaba en el laboratorio alemán como una técnica rutinaria. Con ambos métodos se hicieron corridas de prueba para identificar divergencias entre los resultados obtenidos. No se encontró una diferencia significativa entre dichos métodos, al aplicar el análisis estadístico por valores apareados a un nivel de confianza de 99.9% (Apéndice 1).

El  $\text{CO}_2$  y el  $\text{CH}_4$  presentes en los gases, se determinaron mediante un análisis instrumental (detección infrarrojo con dos canales independientes para cada sustancia); el resultado se obtiene en porcentaje. Así mismo, el  $\text{H}_2\text{S}$  se determinó utilizando tubos graduados que contienen una sal de cobre con la que reacciona el sulfuro, manifestandose como una zona oscura, la longitud de la zona oscura se multiplica por el factor indicado por el fabricante en el estuche (Tubos Dräger).

En la Tabla 3.10 se detallan los equipos, las técnicas y las referencias para cada uno de los parámetros considerados en el control de los reactores.

Tabla 3.10 Técnicas analíticas y equipos utilizados para controlar los reactores

Parámetro	Referencia	Técnica	Equipo
DQO (1)	Manual del fabricante	instrumental	AUTOANALIZER II
DQO (2)	APHA (1980)	volumétrica	Digestores
DBO (1)	Manual del fabricante	instrumental	Voith Saproimat respirometer
DBO (2)	APHA (1980)	volumétrica	Botellas Winkler
pH	APHA (1980)	instrumental	Electrodo combinado
COT	APHA (1980)	instrumental	Beckman, modelo 915 B
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	ISO, TC 147/2/25N	gravimétrico	Balanza analítica
Ca <sup>++</sup> (1)	Manual del fabricante	instrumental	Perkin Elmer, modelo AAs 400 (acetileno/óxido-nitroso)
Ca <sup>++</sup> (2)	Manual del fabricante	instrumental	Perkin Elmer, modelo 560 (acetileno/óxido-nitroso)
Volumen de gas	Manual del fabricante	instrumental	Wet Test Meter, Brand
CO <sub>2</sub> y CH <sub>4</sub>	Manual del fabricante	instrumental	Analizador infrarrojo Modelo H y B URAS 3K
H <sub>2</sub> S	Manual del fabricante		Tubos Dräger, Drägerwerk,

Los resultados de esta parte experimental en donde primero se pusieron en marcha dos filtros anaerobios y otro se re-estableció, y posteriormente se operaron bajo diferentes condiciones de trabajo se encuentran en el siguiente capítulo.

## CAPITULO 4

### PRESENTACION DE RESULTADOS Y DISCUSION

#### 4.1 Primera etapa

Los resultados que se obtuvieron durante las dos fases de la primera etapa, se presentan y analizan en este capítulo. La alta concentración de materia orgánica presente en el agua residual de la industria alemana, permitió obtener mayor número de datos en ambas fases. La caracterización de los gases también resultó más completa en esta primera etapa.

Los valores que están en las Tablas de este Capítulo, son datos promediados; los datos originales se encuentran en los Apéndices.

##### 4.1.1 Fase 1. Puesta en marcha

Los reactores M-1 y M-2, permanecieron cerrados sin alimento por espacio de tres días, los detalles de esta operación se mencionaron en el Capítulo 3.

Después del periodo de inoculación, se alimentaron continuamente ambos reactores con el "agua blanca" diluida al 50% (aproximadamente  $3500 \pm 1000$  mg DQO/L). Las concentraciones de materia orgánica disuelta, medidas como DQO y DBO se presentan en la Tabla 4.1. En ésta se indican también los tiempos de residencia hidráulicos que se estudiaron durante la Fase 1 (Puesta en marcha), de esta primera etapa, así como su duración.

Las Figs. 4.1 y 4.2 muestran los resultados que se obtuvieron para los dos reactores en ambas Fases de esta primera etapa.

La puesta en marcha de los filtros anaerobios después de largos periodos inactivos, es relativamente fácil para la mayoría de los reactores de este tipo. El principal problema parece ser la generación de cultivos microbiológicos específicos para el residuo en cuestión (Henze y Harremoës 1983). Esta afirmación se pudo comprobar durante este estudio.

El reactor M-1, no tenía biomasa y se inoculó bajo las condiciones mencionadas en el Capítulo anterior. La Fig. 4.1 muestra el incremento de la eficiencia de remoción de la materia orgánica, medida como DQO, la cual se mantiene alrededor del 80%, independientemente de la carga que se le aplique.

El reactor M-2 se puso en marcha nuevamente después de haber estado cerrado durante tres meses, se re-inoculó con biomasa de

otro reactor que setenia en el laboratorio. La Fig. 4.2, presenta las variaciones de eficiencia de remoción de la materia orgánica. Los datos que se obtuvieron están cercanos al valor de 70% sin importar la carga que se le aplicó al sistema.

Comparando el funcionamiento de los dos reactores, resulta más eficiente el reactor que se puso en marcha con los lodos provenientes de la planta de aguas residuales municipales (M-1). El reactor M-2 tuvo la ventaja sobre el reactor M-1, de ahorrar tiempo en la Fase 1 (puesta en marcha). El reactor M-2 nunca alcanzó las mismas eficiencias del reactor M-1.

Tabla 4.1 Datos promediados de carga orgánica disuelta obtenidos para la Fase 1 (Puesta en marcha) de la primera etapa.

Reactor	Tiempo de residencia en horas	Duración en días	Carga orgánica disuelta	
			mg DBO/L	mg DQO/L
M-1	100	30	-	4522
	50	25	-	4029
	32	4	2464	4725
	27	21	1950	3513
	23	8	2195	4100
	21	4	2000	2450
	16	8	2705	2914
	14.5	13	2345	3600
	11.4	7	2840	3750
	10.7	3	1895	3233
	8.9	3	-	3400
M-2*	40	30	-	3680
	26.7	12	-	3750
	20	5	3050	4563
	16	34	2755	4137
	11.4	8	1950	2676
	10	9	2705	2975
	8.9	7	3370	3650
	7.6	4	2345	3567
	6.7	13	2840	3578
	5.7	4	-	3525

\* El inóculo de este reactor consistió en lodos ya estabilizados provenientes de otro reactor. Este segundo reactor, había estado trabajando con agua residual de las mismas características.

Los dos reactores, sin importar las condiciones iniciales de la biomasa en el medio de soporte, tienen una reproducibilidad relativamente buena para los resultados de DBO y sulfatos. La diferencia varía de 10 a 20 % en tiempos de residencia similares. Los valores son bastante razonables para sistemas de tratamiento biológico (Tabla 4.2).

Tabla 4.2. Resultados obtenidos durante la Fase 1 (Puesta en marcha) de la primera etapa.

TRH (h)	Remoción		SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>		Ca <sup>++</sup>		COT	
	de DQO (promedio) en %	de DBO (promedio) en %	Infl. conc. (mg/L)	%Rem.	Infl. conc. (mg/L)	%Ret.	Infl. conc. (mg/L)	%Rem.
----- Reactor M-1 -----								
100	53.89		255.54	85.5	-	-	-	-
50	76.21	96.4	306.57	98.1	-	-	-	-
32	83.45	95.5	289.90	54.3	-	-	1679	88.9
27	80.33	93.6	222.83	73.5	590	27.1	1670	73.4
23	71.94	-	-	-	-	-	-	-
21	78.80	-	-	-	-	-	-	-
16	76.70	95.0	218.51	51.7	621	40.9	1090	79.9
14.5	66.00	92.3	293.81	63.4	606	49.7	1490	84.8
11.4	78.86	90.6	-	-	555	57.4	1360	81.5
10.7	75.70	-	-	-	-	-	-	-
8.9	78.63	-	-	-	-	-	-	-
----- Reactor M-2 -----								
40	67.66	-	255.54	78.9	-	-	-	-
26.7	63.81	-	306.57	98.0	-	-	-	-
20	72.03	89.2	-	-	-	-	-	-
16	73.50	89.9	222.43	87.5	730	15.3	1670	69.8
11.4	70.80	83.3	-	-	590	21.2	-	-
10	68.37	84.5	218.51	75.3	621	5.2	1090	69.1
8.9	65.07	77.4	293.81	90.1	809	53.6	1780	74.4
7.6	71.20	89.1	-	-	606	50.3	1490	83.6
6.7	63.79	76.9	-	-	555	60.7	1360	79.3
5.7	51.40	-	-	-	-	-	-	-

La remoción de iones calcio es relativamente baja, pero aun así, el principal problema que se presenta con este elemento es la incrustación de sus sales sobre las partes metálicas y el medio de soporte. El carbonato de calcio formado, obstruye el flujo de los gases y los líquidos, también reduce el área superficial de transporte (Tabla 4.2).

Con respecto a la producción de biogás, se puede observar en las Figuras 4.2 y 4.3, que es directamente proporcional a la carga orgánica aplicada e inversamente proporcional al tiempo de residencia hidráulico. Esta afirmación dejó de cumplirse cuando el tiempo de residencia bajó a menos de 5.7 horas, la eficiencia fue menor al 60% (M-2).

Una vez estabilizados los reactores, la composición del biogás no presentó diferencias significativas en función de los tiempos de residencia. Los resultados correspondientes de dicha composición están en la Tabla 4.3. Como puede apreciarse, el metano tiene valores de 83 y 84%; el dióxido de carbono de 13 y 15%; y el ácido sulfhídrico fluctúa alrededor del 1%.

La productividad específica de biogás, que corresponde a la cantidad volumétrica del gas producido por kilogramo de materia orgánica (medida como DQO), también se incrementó conforme el tiempo de residencia disminuía, alcanzándose un límite superior de 410.42 L/kg DQO (Tabla 4.3).

Se encontró que cuando el reactor M-1 trabajó con tiempos de residencia abajo de 14.5 horas, los valores empezaron a decrecer. Asimismo, cuando el reactor M-2 trabajó con tiempos de residencia menores de 10 horas, la productividad específica de biogás disminuyó (Tabla 4.3).

Tabla 4.3 Composición del biogás en la Fase 1 (Puesta en marcha) de la primera etapa.

TRH (h)	Producción de biogás (L/m <sup>3</sup> d) PTN	Producción de CH <sub>4</sub> %	Producción de CO <sub>2</sub> %	Producción de H <sub>2</sub> S %	Productividad de Biogás (L/kg DQO)
Reactor M-1					
100	236.32				265.53
50	839.91				417.87
32	1240.00				349.30
27	1392.61			0.85	433.84
23	1642.80				691.91
21	1233.78				571.19
16	1648.82	83	12.43	0.98	376.44
14.5	2470.52	84	14	1.11	422.31
11.4	2728.10	84	13	0.99	349.76
10.7	2909.46	84	15	1.17	399.68
8.9	3001.74	83	13	0.99	326.99
Reactor M-2					
40	670.98				303.88
26.7	890.62				264.89
20	1594.66				293.35
16	1904.50				309.67
11.4	1785.11			0.7	318.37
10	2935.30	78	12	0.58	410.42
8.9	3062.24	83	16	1.04	310.73
7.6	3725.59	86	12	0.5	331.23
6.7	2589.09	86	11	0.97	200.89
5.7	2359.31	83	13	0.41	163.77

#### 4.1.2 Fase 2. Condiciones pseudo-permanentes

El ámbito de las concentraciones del sustrato, medidas como DQO, que se estudió en esta Fase 2, entre 10 y 100%. El 100%, corresponde a la concentración original del agua residual de la industria alemana. Los tiempos de residencia hidráulicos fueron: 10, 11.43, 15, 26.7 y 40 horas. Los primeros tres tiempos se experimentaron con el reactor M-1 y los otros dos con el reactor M-2. Los resultados de todos los parámetros medidos, se colocaron en un bloque de 5 X 5 (Apéndice 2).

En esta Fase 2 se consideraron como variables de respuesta: tiempo de residencia, concentración de calcio, concentración de sulfatos, DBO, DQO, COT, pH y composición de los gases; en la Tabla 4.4 se indican los datos promediados de la carga orgánica aplicada para los diferentes tiempos de residencia.

##### *Remoción de materia orgánica.*

Las concentraciones de materia orgánica medidas como DQO que se alimentaron a los reactores, tenían aproximadamente los siguientes valores: agua residual sin diluir (C<sub>1</sub>), 7000 mg de DQO/L; agua residual diluida con agua de la llave, C<sub>2</sub>, C<sub>3</sub>, C<sub>4</sub>, C<sub>5</sub>, (25%, 50%, 75% y 90%), resultando en concentraciones cercanas a 4800, 3500, 1700 y 700 mg de DQO/L aproximadamente.

Los resultados que se obtuvieron están en las Tablas 4.5 y 4.6 así como en las Figs. de la 4.5 a la 4.10. En el ámbito de tiempos de residencia estudiados (entre 10 y 40 horas), se puede observar que la eficiencia de remoción se incrementa en forma directa a la carga orgánica aplicada, cumpliendo lo establecido por Young y McCarty hace 20 años (Ver Fig. 4.4, 4.5 y 4.6). Los datos que presentan alta dispersión son los que tienen una carga orgánica cercana a 3000 mg de COT por litro. Es probable que, la presencia de materia coloidal remanente después de la centrifugación, haya influido en los resultados.

De manera particular, la remoción de materia orgánica medida como DQO, DBO y COT, presenta un comportamiento de tipo exponencial. El modelo matemático que más se adaptan a los resultados es una ecuación exponencial del tipo

$$y = a + b e^{-x} \quad (4.1)$$

Para el caso de la remoción de materia orgánica medida como DQO en g/L se presenta en la Fig. 4.4, la ecuación resultante es:

$$R_{DQO} (\%) = 82.86 - 42.23 e^{-DQO_0} \quad (4.2)$$

donde,

$R_{DQO} (\%) =$  porcentaje de remoción de DQO  
 $DQO_i =$  Demanda Química de oxígeno en el influente

Esta ecuación arroja un índice de correlación de 85%, que puede considerarse aceptable.

El valor máximo de remoción de materia orgánica, en términos de DQO es de 83 %. Después de una carga inicial de 3 g de DQO por litro, la eficiencia será superior al 80% pero inferior a 83%. Cuando las cargas orgánicas medidas como DQO sean inferiores a 500 mg/L se pueden esperar eficiencias menores al 60%, como se aprecia en la Fig. 4.4.

Los datos presentados en la Fig. 4.5, se ajustan a una ecuación exponencial con las siguientes constantes:

$$R_{DBO} (\%) = 94.92 - 12.69 e^{-DBO_i} \quad (4.3)$$

donde,

$R_{DBO} (\%) =$  porcentaje de remoción de DBO  
 $DBO_i =$  Demanda Bioquímica de oxígeno en el influente

La remoción mayor de materia orgánica medida como DBO que se podría alcanzar de acuerdo con esta ecuación, es de 94.92%. La correlación para estos datos es de 83%. Para valores superiores a 3 g de DBO/L en el influente las eficiencias de remoción estarán muy cercanas al 94%.

La remoción de materia orgánica medida como COT se graficó en la Fig. 4.6. Eliminando varios de los datos experimentales, dado que se alejaban mucho del modelo planteado inicialmente, se observa que esta gráfica también se comporta de una manera exponencial, como en los dos casos anteriores. La ecuación para estos datos es:

$$R_{COT} (\%) = 88.29 - 32.76 e^{-COT_i} \quad (4.4)$$

donde,

$R_{COT} (\%) =$  porcentaje de remoción  
 $COT_i =$  Carbono orgánico total en el influente

El coeficiente de correlación es de 97%.

La máxima remoción de materia orgánica medida como COT, para las aguas blancas de la industria de papel es de 88%, de acuerdo a esta ecuación. Para agua residual con cargas menores a 100 mg/L de COT, las eficiencias de remoción resultarán menores al 50%. En esta ecuación los datos se deben de introducir en g/L.

La variación de materia orgánica degradada, medida como DQO con respecto a la carga orgánica inicial está graficada en la Fig.

4.7. Las unidades son  $\text{kg}/\text{m}^3\text{d}$  y la regresión es lineal. La ecuación que representa esta situación es:

$$DQOd = 0.831 DQO_i \quad (4.5)$$

donde,

$DQOd$  = materia orgánica degradada

El coeficiente de correlación es de 99.7%. Esta relación resulta independiente del tiempo de residencia hidráulico.

#### *Producción de gas y de metano*

La producción de gas también se comporta de una forma lineal como se ve en la Fig. 4.8. El coeficiente de correlación para estos datos es también de 99.7% y la ecuación es:

$$V_g = 329.4 DQO_i \quad (4.6)$$

donde,

$V_g$  = volúmen de gas generado

De donde se ve que la producción de gas es directamente proporcional a la carga orgánica y es independiente del tiempo de residencia hidráulico (TRH).

La ecuación para la producción de metano en este experimento es también lineal, con una correlación de 99.7%, como en el caso de las dos ecuaciones anteriores y tiene la forma de:

$$V_{CH_4} = 254.81 DQO_i \quad (4.7)$$

donde,

$V_{CH_4}$  = volumen de metano en el gas producido

#### *Comparación con otro modelo empírico para remoción de materia orgánica*

Un modelo exponencial empírico se ajustó para los datos de eficiencia de remoción de carga orgánica medida como DQO (Fig. 4.10), siguiendo la experiencia de Mueller y Mancini (1975). La ecuación como se citó en el Capítulo 2, fue:

$$R_{DQO} (\%) = 100 [1 - (1.8/\text{TRH})] \quad (2.1)$$

que para los datos que se obtuvieron en este trabajo da:

$$R_{DQO} (\%) = 80.44 - 9437.3 e^{-\text{TRH}} \quad (4.8)$$

La máxima eficiencia (medida como DQO) alcanzada para reactores anaerobios de película fija alimentados con agua blanca de la industria de papel, será de 80.44%, aproximadamente. La eficiencia

del reactor tenderá a cero conforme el tiempo de residencia hidráulico se acerque al valor de 4.76 horas.

Sobreponiendo esta ecuación en la Fig. 4.10 realizada por Mueller y Mancini (1975), la curva queda por debajo y las eficiencias solo se asemejan cuando los tiempos de residencia están cercanos a las 10 horas de tiempo de residencia hidráulico (TRH).

#### *Retención de calcio.*

La cantidad de calcio retenida en el reactor se relacionó a la concentración de calcio en el sustrato y obviamente también a los tiempos de residencia hidráulicos (TRH). Con concentraciones de 189 y 345 mg/L, la acumulación fue menor del 20% en todos los tiempos de residencia estudiados.

Cuando se trabajó con concentraciones bajas de materia orgánica y tiempos de residencia de 10 y 11.43 horas, la acumulación de calcio fue casi cero. Con tiempos de residencia de 40 horas, todas las concentraciones dieron menos de 20 % de retención de sales de calcio, excepto con las concentraciones del influente más altas. Estas concentraciones tuvieron 68% de calcio retenido (Fig. 4.11).

La presencia del  $\text{CaCO}_3$  no afectó al material de empaque. Sin embargo, los tubos que conducían al efluente tratado, tenían sales de calcio adheridas, formadas probablemente por cristalización y cambios de condiciones ambientales. Este fenómeno debería de considerarse para futuros estudios de laboratorio y experimentos en plantas prototipo, especialmente cuando la concentración del ion calcio en el agua residual de estudio, sea superior a 300 mg/L. Los iones calcio se pueden separar previamente al tratamiento biológico utilizando métodos fisicoquímicos específicamente variando el pH.

Los datos concernientes a la precipitación del  $\text{CaCO}_3$ , efectuada durante el proceso de degradación anaerobia (Tabla 4.5), no demuestran una relación entre la retención del calcio y el tiempo de residencia hidráulico. Las investigaciones llevadas a cabo utilizando aguas residuales con concentraciones altas de calcio, muestran que la precipitación de este elemento, está influenciada significativamente por su concentración inicial y por el pH mantenido en el sustrato durante el proceso de degradación. Se ha encontrado que los cambios de pH en un ámbito de 0.2 a 0.4 causan ya diferencias importantes en la precipitación del calcio. Lo anterior se debe a que el pH depende de la solubilidad del  $\text{CO}_2$ , el que se genera durante el proceso anaerobio. Sin embargo, con tiempos de residencia hidráulicos grandes, el pH en el sustrato tiende a elevarse debido a una conversión más completa de los ácidos grasos de peso molecular bajo. Se pueden generar zonas con diferencias grandes de pH aumentando la precipitación del calcio. Esto se debe a la baja turbulencia en el reactor anaerobio, como

una consecuencia de los tiempos de residencia hidráulicos grandes, especialmente en reactores anaerobios de lecho fijo, operados sin recirculación (Goettsching, 1991).

#### *Remoción de sulfatos.*

La remoción de los sulfatos fue superior al 60% para el agua residual sin diluir, para todos los tiempos de residencia hidráulicos. Cuando estos tiempos eran mayores de 16 horas, se mantuvieron las relaciones directas entre las concentraciones y el por ciento de remoción. Estas relaciones no se mantuvieron con los tiempos de residencia mas bajos (Fig. 4.12).

La producción máxima de  $H_2S$  ( $84 L/m^3d$ ) se obtuvo cuando se alimentó el agua residual sin diluir y manteniendo el tiempo de residencia de 10 horas. El volumen producido de este gas fue menor a  $20 L/m^3d$ , para las concentraciones inferiores al 50% y en todos los tiempos de residencia. Se alcanzó una cantidad mínima de  $H_2S$  con un tiempo de residencia de 26.7 horas, para las cinco concentraciones. Cuando la dilución del agua residual fue de 10% la producción de  $H_2S$  estuvo abajo de  $3 L/m^3d$  y para tiempos de residencia de 26.7 y 40 horas, los valores fueron menores de  $0.5 L/m^3d$  (Fig. 4.13).

Los volúmenes de  $H_2S$  producidos utilizando esta agua residual, son inferiores a las concentraciones consideradas como inhibitorias para las bacterias metanogénicas (Puhakka et al., 1985; Switzenbaum, 1988).

#### *Potencial de hidrógeno (pH).*

El ámbito de pH del influente para esta Fase 2 de la primera etapa, se mantuvo entre 6.00 y 7.9. Asimismo, el pH del efluente fluctuaba entre 6.95 y 7.4. Se puede observar que cuando el pH del influente era de superior a 7.4, el mismo proceso anaeróbico lo llevaba al ámbito entre 6.95 y 7.4. Este capacidad de amortiguamiento, también se observa con los valores de pH inferiores a 6.95. Las variaciones mayores se presentaron cuando el tiempo de residencia hidráulico fue de 16 horas (Fig. 4.14).

Estos resultados establecen una relación entre la productividad del gas y la eficiencia de remoción de la carga orgánica. Sin embargo, la eficiencia de remoción está todavía en un ámbito adecuado si al tratamiento anaeróbico se le considera como una primera etapa dentro de un sistema de tratamiento integral (anaerobio-aerobio, por ejemplo).

Tabla 4.4 Resultados promediados de carga orgánica disuelta aplicada de la Fase 2 (condiciones pseudo-permanentes) de la primera etapa.

Reactor	Tiempo de residencia (horas)	Duración (días)	Carga orgánica disuelta		
			(mg DBO/L)	(mg DQO/L)	
M-1	10	5	430	838	
	10	3	1180	1843	
	10	4	2430	3853	
	10	5	3750	5508	
	10	3	4590	7204	
	11.43	5	440	754	
	11.43	3	1125	1693	
	11.43	6	1190	3418	
	11.43	5	2755	4948	
	11.43	3	5265	8041	
	16	5	440	819	
	16	5	980	1616	
	16	3	2205	3730	
	16	5	3450	4739	
	16	3	4960	7414	
	M-2	26.7	4	885	1193
		26.7	6	1155	1690
		26.7	6	2390	3367
26.7		6	3475	5254	
26.7		6	4960	7482	
40		10	430	734	
40		7	1145	1722	
40		7	2405	3505	
40		7	2573	4803	
40		7	4310	6518	

Table 4.5 Resultados obtenidos durante la Fase 2 (condiciones pseudo-permanentes) de la primera etapa.

TRH (h)	DQO		DBO		COT		SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>		Ca <sup>++</sup>	
	Inf. conc. (mg/L)	%Rem	Inf. conc. (mg/L)	%Rem	Inf. conc. (mg/L)	%Rem.	Inf. conc. (mg/L)	%Rem.	Inf. conc. (mg/L)	%Ret.
Reactor M-1										
10	838	74	430	69	146	58	107	72	189	2.1
10	1843	80	1188	92	480	70	126	23	345	21.2
10	3853	81	2430	94	1438	79	242	83	561	45.6
10	5508	82	3750	95	1204	74	381	95	467	14.6
10	7203	82	4590	94	2687	75	490	96	1020	69.7
11.4	754	52	440	87	211	47	107	4	200	0.0
11.4	1693	79	1125	96	400	77	183	63	340	8.8
11.4	3418	80	1190	88	1005	83	248	46	550	29.5
11.4	4948	78	2755	89	1781	75	325	92	720	51.3
11.4	8041	83	5265	93	2718	84	376	97	1130	85.7
16	819	74	440	93	279	83	112	5	210	8.0
16	1606	78	980	91	567	75	174	40	339	14.5
16	3730	83	2205	95	1205	85	232	62	510	35.5
16	4739	89	3450	96	1901	70	258	90	766	75.1
16	7414	82	4960	93	914	45	287	73	1050	69.2
Reactor M-2										
26.7	1193	67	885	96	314	77	144	34	257	5.5
26.7	1690	79	1155	11	616	77	179	44	309	9.1
26.7	3741	82	2390	94	1360	80	277	52	582	46.1
26.7	5254	84	3475	97	1848	86	267	92	799	69.7
26.7	7482	70	4960	75	2654	60	287	91	1050	33.3
40	734	63	430	42	146	33	107	(-)	189	18.5
40	1722	67	1145	97	705	81	144	16	316	11.0
40	3505	74	2405	98	1390	83	285	43	587	13.1
40	4803	60	2570	92	1961	98	365	20	700	14.3
40	6518	83	4310	96	2365	83	385	63	1000	68.2

Tabla 4.6 Composición del biogás en la Fase 2 (condiciones pseudo-permanentes) de la primera etapa.

TRH	producción de Biogas (L/m <sup>3</sup> d) PTN	producción de CH <sub>4</sub> %	producción de CO <sub>2</sub> %	producción de H <sub>2</sub> S %	productividad de Biogas (L/kg COD)
----- Reactor M-1 -----					
10	516	83	6	0.54	598
10	1327	86	10	0.86	377
10	2699	84	13	0.90	370
10	4126	81	16	1.40	381
10	5389	80	18	1.49	382
11.43	612	84	7	0.47	750
11.43	1039	86	10	0.94	372
11.43	2205	81	15	0.71	401
11.43	3462	70	18	1.65	427
11.43	5269	74	19	1.41	375
16	400	79	10	0.47	485
16	876	77	12	0.94	464
16	1935	78	15	1.04	417
16	2640	77	16	1.18	371
16	3703	76	19	1.41	407
----- Reactor M-2 -----					
26.7	286	80	10	0.05	400
26.7	443	84	10	0.02	408
26.7	1014	82	14	0.05	369
26.7	1363	82	17	0.05	345
26.7	1915	78	20	0.329	405
40	165	76	10	0.0	589
40	266	80	9	0.1	386
40	657	84	13	0.05	421
40	1028	82	15	0.94	447
40	1317	76	20	0.61	407

## 4.2 Segunda etapa

Los resultados que se tienen para la segunda etapa, solamente corresponden a la Fase 1 (Puesta en marcha). El agua residual estaba muy diluida y la producción de gas fue muy baja. Sin embargo, se trabajó con esta agua, debido a que era de una fábrica mexicana de papel reciclado, que deseaba cerrar a mediano plazo el circuito de agua. Los resultados que se presentan a continuación, son datos promediados. En los Apéndices se encuentran los datos que se obtuvieron directamente en el laboratorio.

El reactor utilizado en esta etapa, se denominó M-3.

### 4.2.1 Fase 1. Puesta en marcha.

El reactor M-3 se alimentó también después de tres días de haber estado cerrado, con "aguas blancas" sin diluir. La concentración de materia orgánica era más baja que el agua que se había utilizado para la Fase 1 de la primera etapa. La caracterización de esta agua se presentó en el Capítulo anterior.

Es importante mencionar nuevamente, que la variabilidad del agua residual que se usó en esta segunda etapa, así como su baja concentración de materia orgánica (inferior a 1.1 g de DQO/L), provocaron muchos problemas funcionales en el reactor. La presencia de biocidas y detergentes ocasionalmente presentes en las aguas residuales, también entorpecieron la operación del sistema. Desafortunadamente, la adición de estas sustancias no se notificó al laboratorio y no se pudieron tomar las medidas preventivas necesarias. En la Tabla 4.7 se indican con asteriscos, los periodos en los fue necesario re-establecer el sistema.

La remoción de las sustancias orgánicas disueltas en el reactor M-3, se varió entre 35% y 75% para DQO; de 50% a 70% para DBO; y desde 55% hasta 71% como COT. La carga inicial de materia orgánica fue de 0.062 kg/m<sup>3</sup>d. (Tabla 4.8).

Transcurridos 90 días de operación y debido a la presencia de sustancias tensoactivas en el agua residual, la parte exterior de la biopelícula se dañó completamente. Debido a esta situación, se inició nuevamente la etapa de puesta en marcha. La remoción de DQO volvió a alcanzar valores similares a los que ya se tenían anteriormente (70%). La estabilización de este reactor en cuanto a remoción de materia orgánica no fue totalmente posible, durante la duración de la investigación, como se ilustra en la Fig. 4.3.

La carga orgánica de esta agua residual es de casi diez veces más baja que el efluente estudiado en la primera etapa. Sin embargo el contenido de sulfatos en el agua residual mexicana era proporcionalmente mayor al que tenía el agua residual alemana (la

relación DQO/SO<sub>4</sub> es menor a 10 g/g). De acuerdo a Lettinga(1986), el H<sub>2</sub>S producido como un resultado de la reducción de los sulfatos puede tener efectos inhibitorios para la bacteria metanogénica.

Estos resultados muestran que el sistema anaerobio, no es tan eficiente para aguas residuales diluidas como lo es para aguas residuales concentradas de esta naturaleza (aguas blancas de la fabricación de papel).

De la misma manera, la presencia de sustancias químicas desconocidas ajenas al mismo proceso de fabricación del papel provocan la inestabilidad y aun la destrucción de los sistemas anaerobios. En caso de optar por un proceso biológico, se debe de suprimir el uso de sustancias químicas para la limpieza de la maquinaria o sus partes. En caso de ser imprescindible su utilización, se requerirá desviar esa corriente de lavado hacia otro proceso de purificación. Jopson (1986), ya había dado algunas recomendaciones a este respecto, así como Rosen y Gunnarson (1986).

La producción de gas en esta Fase 1 de la segunda etapa fue muy baja (Tabla 4.9). La composición del gas no se pudo medir con el equipo Orsat. Un poco antes de que se presentara el problema del agua residual contaminada con detergentes, la producción de gas se incrementó hasta alcanzar 100 L/m<sup>3</sup>d. Sin embargo, una vez que se re-estableció el sistema, no se volvió a alcanzar este valor Fig. 4.3).

La concentración de calcio también resultó baja en esta agua residual comparada con la utilizada en la primera etapa. Consecuentemente, su precipitación no presentó un problema real, aunque la presencia de sales de calcio si se apreciaba en las tuberías que llevaban al agua tratada.

La Fig. 4.15 muestra el estado final de uno de los reactores. La corrosión sobre las partes metálicas se pone de manifiesto. Así mismo se aprecia la presencia de las incrustaciones de las sales de calcio. El color de la biomasa en tonos grisáceos sobre el material de relleno también se observa en estas figuras.

La cuantificación de la biomasa por diferencia de peso, es decir, pesar el reactor antes y después de haber trabajado con él no parece ser un método válido para este tipo de agua residual, debido a que los compuestos de calcio van a interferir significativamente. Por esta razón, es más conveniente considerar un balance de materia. En el Apéndice 3 se propone un método para cuantificar el carbono presente en la biomasa utilizando los datos que se obtuvieron en este estudio, específicamente con los datos de la Fase 2 de la segunda etapa.

Los microorganismos presentes en la biomasa y en el efluente de los reactores, se observaron al microscopio Fig. 4.16. El aumento que se alcanzó fue de 1545 veces. La biomasa presenta una gran cantidad de bacterias de forma esférica y también algunas en forma alargada. Las manchas oscuras son de biomasa mezclada con los compuestos de calcio.

De acuerdo con Heinz (1989), las bacterias en forma de esferas son "*metanosarcinas*" y las de forma alargada son *metanotrix*. Esta identificación se realizó solamente, comparando las fotografías con otras tomadas por el mismo Heinz (1988), pero de bacterias que habían crecido en reactores anaerobios alimentados con aguas residuales de la industria cervecera.

Tabla 4.7 Datos promediados obtenidos para la Fase 1 (Puesta en marcha) de la segunda etapa.

Reactor	Tiempo de residencia (horas)	Duración (días)	Carga orgánica disuelta	
			(mg DBO/L)	(mg DQO/L)
M-3	70	28		252
	60	18		333
	30	25		798
	80*	12	115	287
	58	11	380	590
	100*	10	395	797
	40	10	735	848
	33	17	380	734
	24	37	718(?)	541(?)
	90*	46	170	484

\* Se re-estableció el sistema empleando la misma solución de inoculación.

Tabla 4.8 Resultados obtenidos durante la Fase 1 (Puesta en marcha) de la segunda etapa.

TRH (h)	remoción de DQO (promedio) en %	remoción de DBO (promedio) en %	SO <sub>4</sub> <sup>=</sup> Infl. conc. (mg/L)	%Rem.	Ca <sup>++</sup> Infl. conc. (mg/L)	%Ret.	COT Infl. conc. (mg/L)	%Rem.
Reactor M-3								
70	69.69	-	240.00	34.9	-	-	-	-
60	44.93	-	175.20	24.37	-	-	-	-
30	62.84	-	237.90	44.26	-	-	-	-
80*	33.82	57.1	174.00	5.7	-	-	187	68.73
58	53.70	54.0	250.90	47.6	neg	neg	375	55.50
100*	67.19	70.0	260.30	16.3	164	5.8	411	71.05
40	48.41	-	175.20	69.8	189	8.7	-	-
33	51.57	27.0	374.00	54.6	-	-	-	-
24	52.22	49.0	207.40	16.7	131	13.0	-	-
90*	73.67	69.8	259.2	24.2	146	2.0	-	-

\* Se re-estableció el sistema empleando la misma solución de inoculación.

Tabla 4.9 Composición del gas en la Fase 1 (Puesta en marcha) de la segunda etapa.

TRH (h)	Producción de biogás (L/m <sup>3</sup> d) PTN	producción de CH <sub>4</sub> %	producción de CO <sub>2</sub> %	producción de H <sub>2</sub> S %	productividad de Biogás (L/kg DQO)
Reactor M-3					
70	9.09				105.70
60	24.74				30.93
30	101.63				147.29
80*	8.03				127.46
58	21.95				53.02
100*	7.66				40.11
40	29.44				57.83
33	31.25				26.42
24	28.95			0.43	54.93
90*	9.14			0.043	66.23

\* Se re-estableció el sistema empleando la misma solución de inoculación.

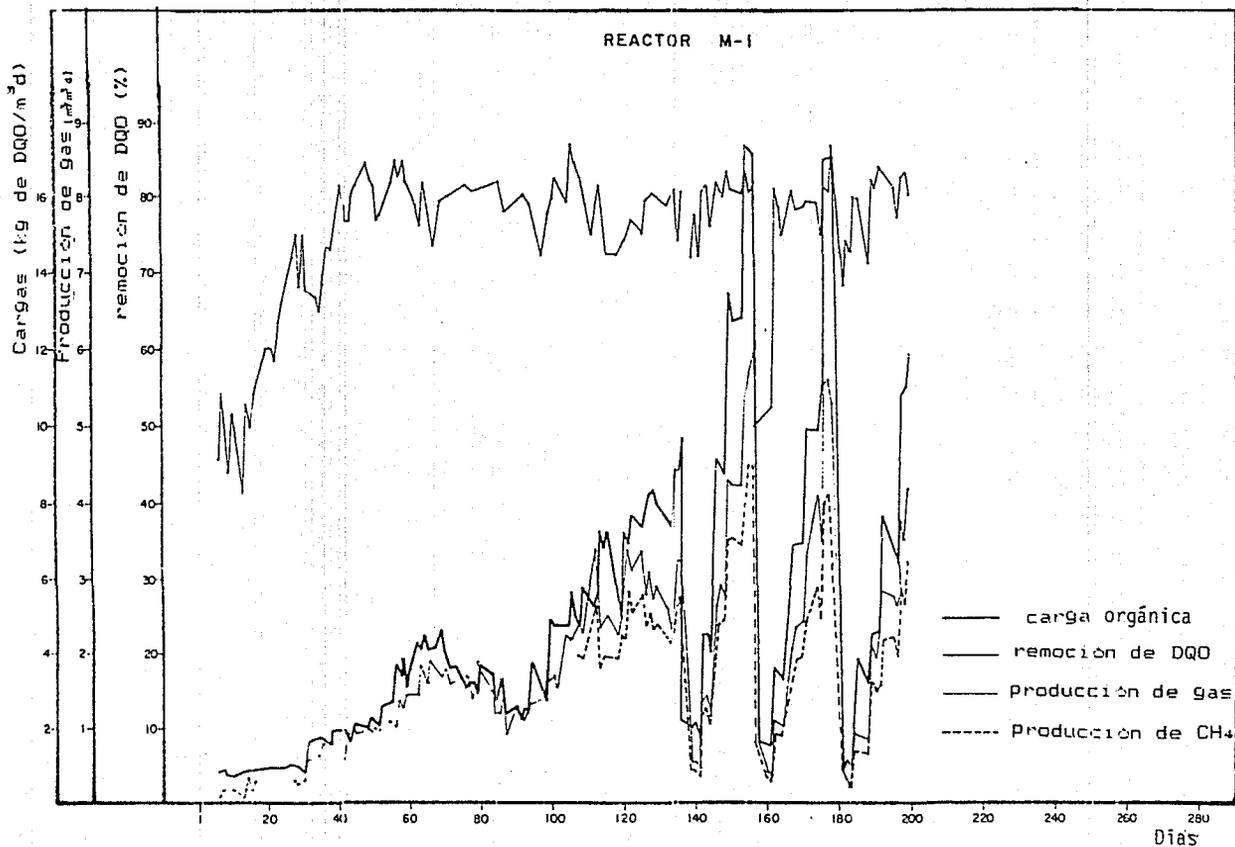


Fig. 4.1. Variaciones temporales para el reactor M-1 en ambas etapas.

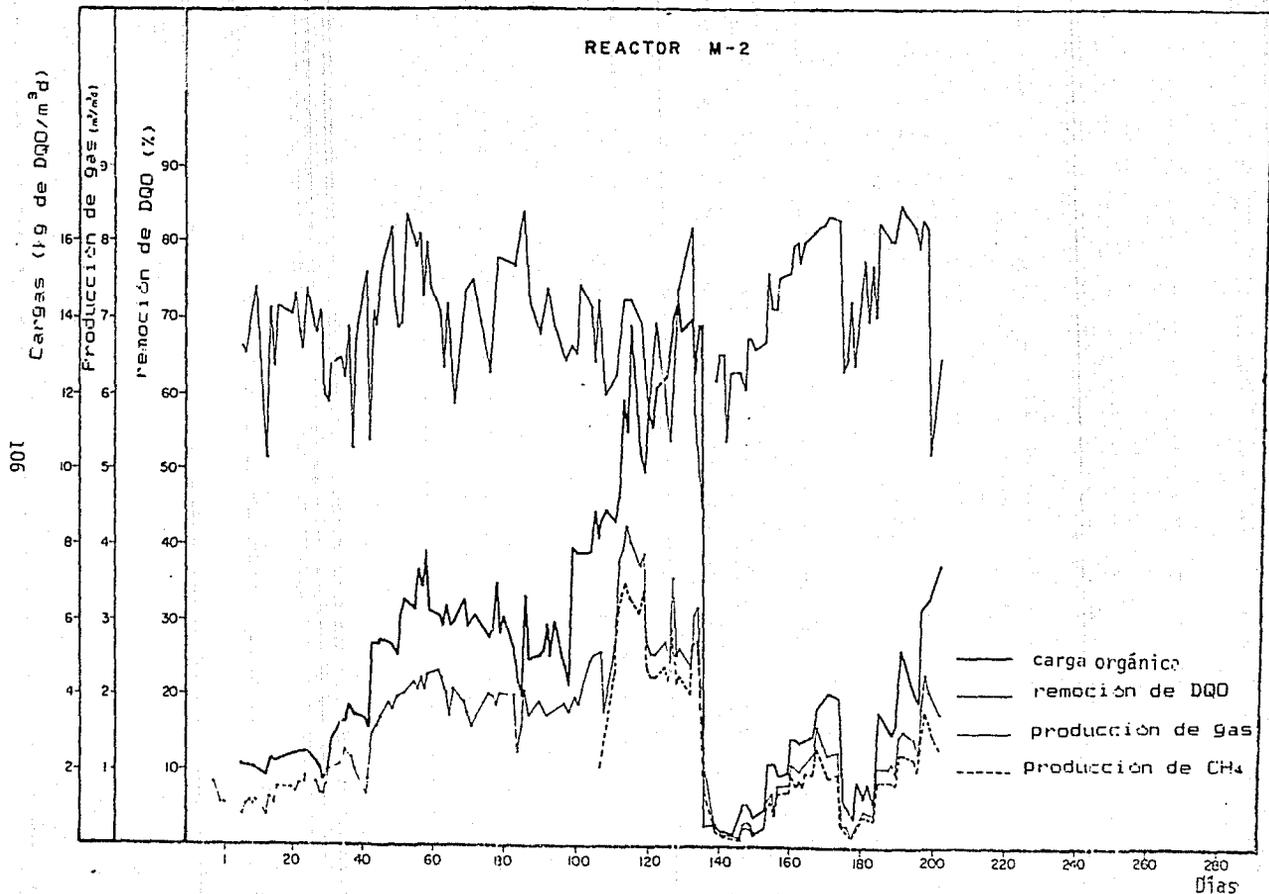


Fig. 4.2. Variaciones temporales para el reactor M-2 en ambas etapas.

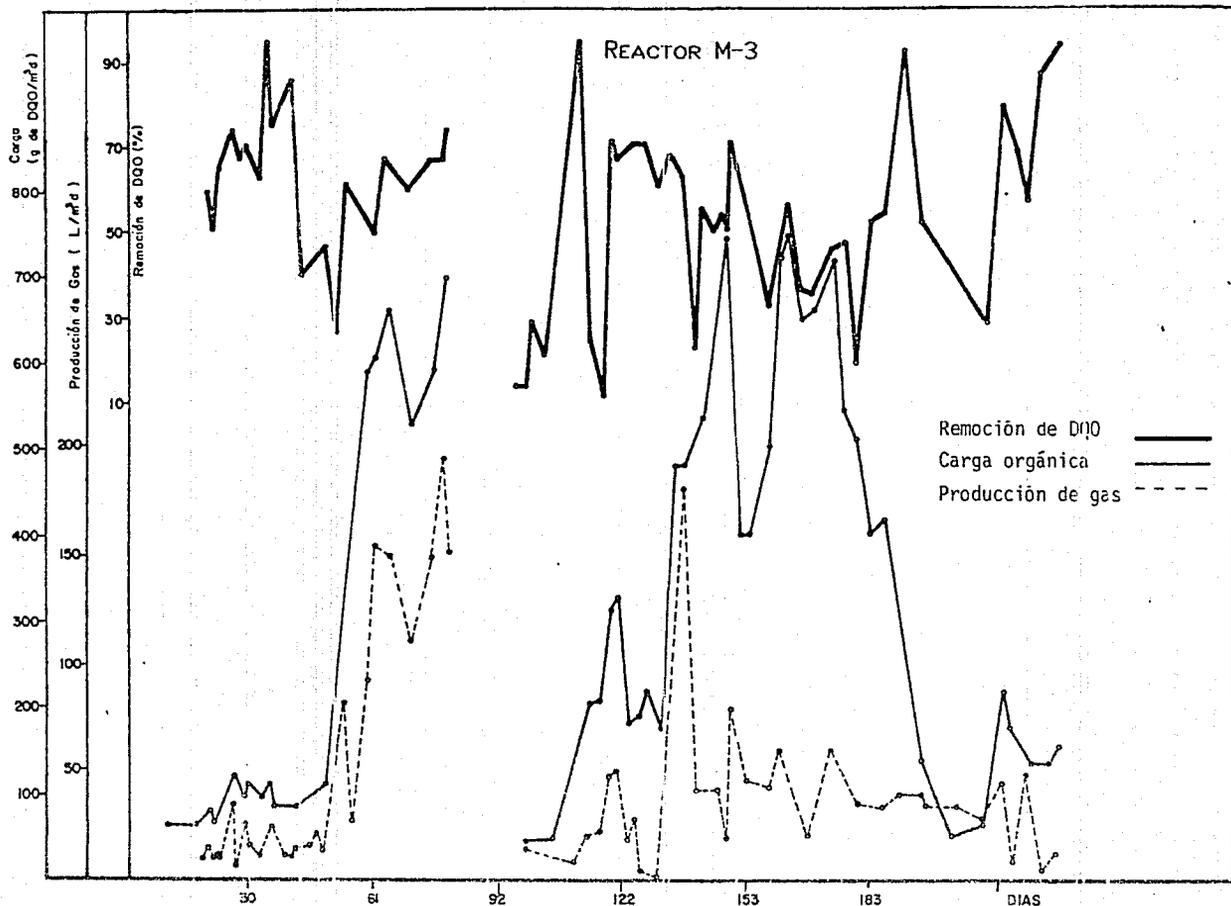


Fig. 4.3. Variaciones temporales para el reactor M-3 en la Fase 1 de la segunda etapa.

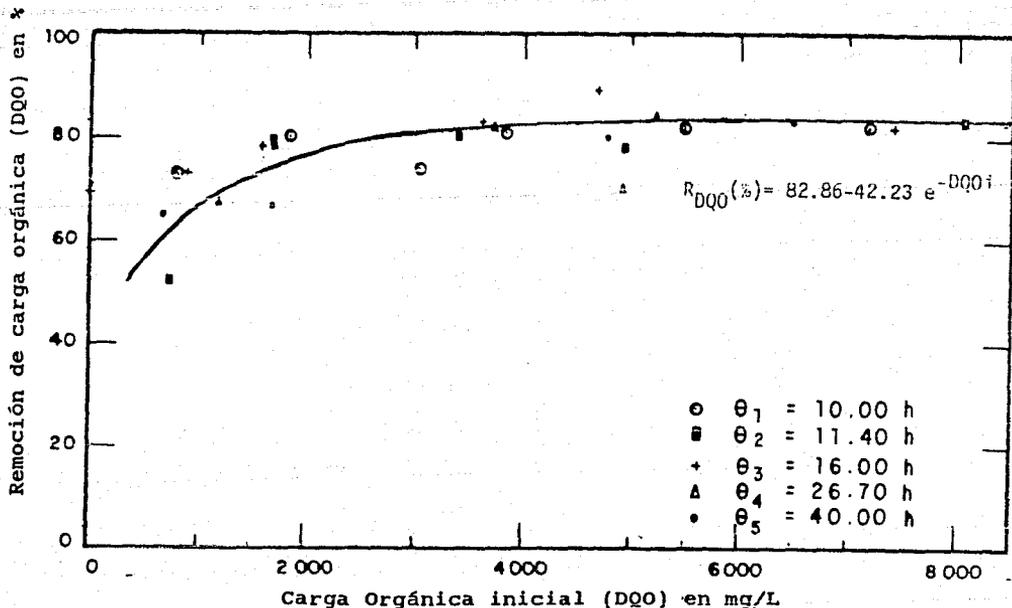


Fig. 4.4. Efecto de la carga organica inicial (medida como DQO) sobre su eficiencia de remoción en la Fase 2 de la primera etapa.

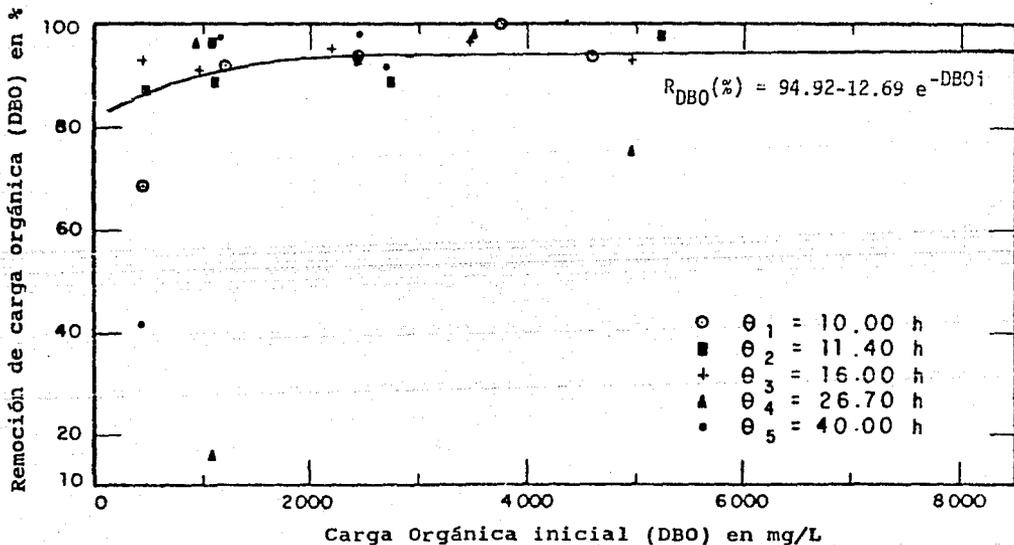


Fig. 4.5. Efecto de la carga organica inicial (medida como DQO) sobre su eficiencia de remoción en la Fase 2 de la primera etapa.

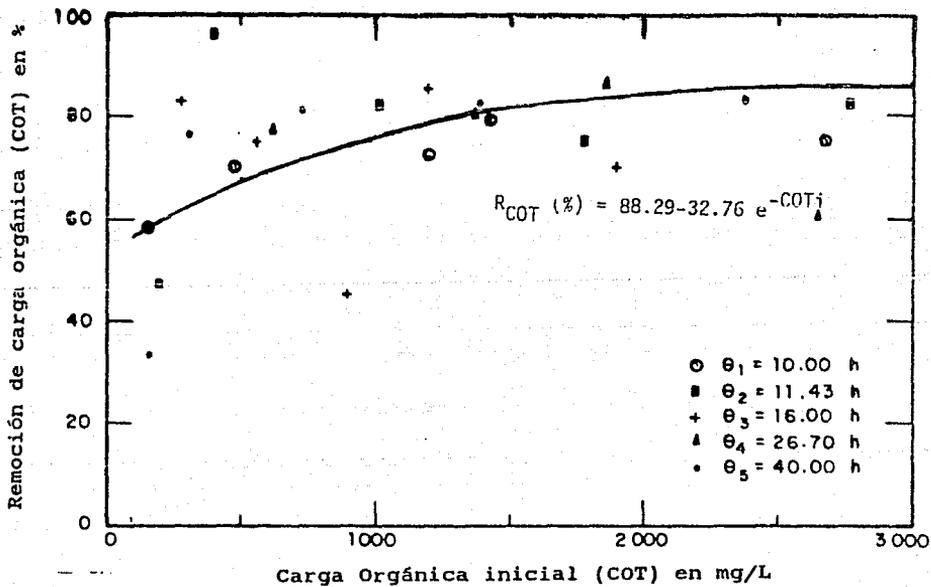


Fig. 4.6. Efecto de la carga orgánica inicial (medida como COT) en la Fase 2 de la primera etapa.

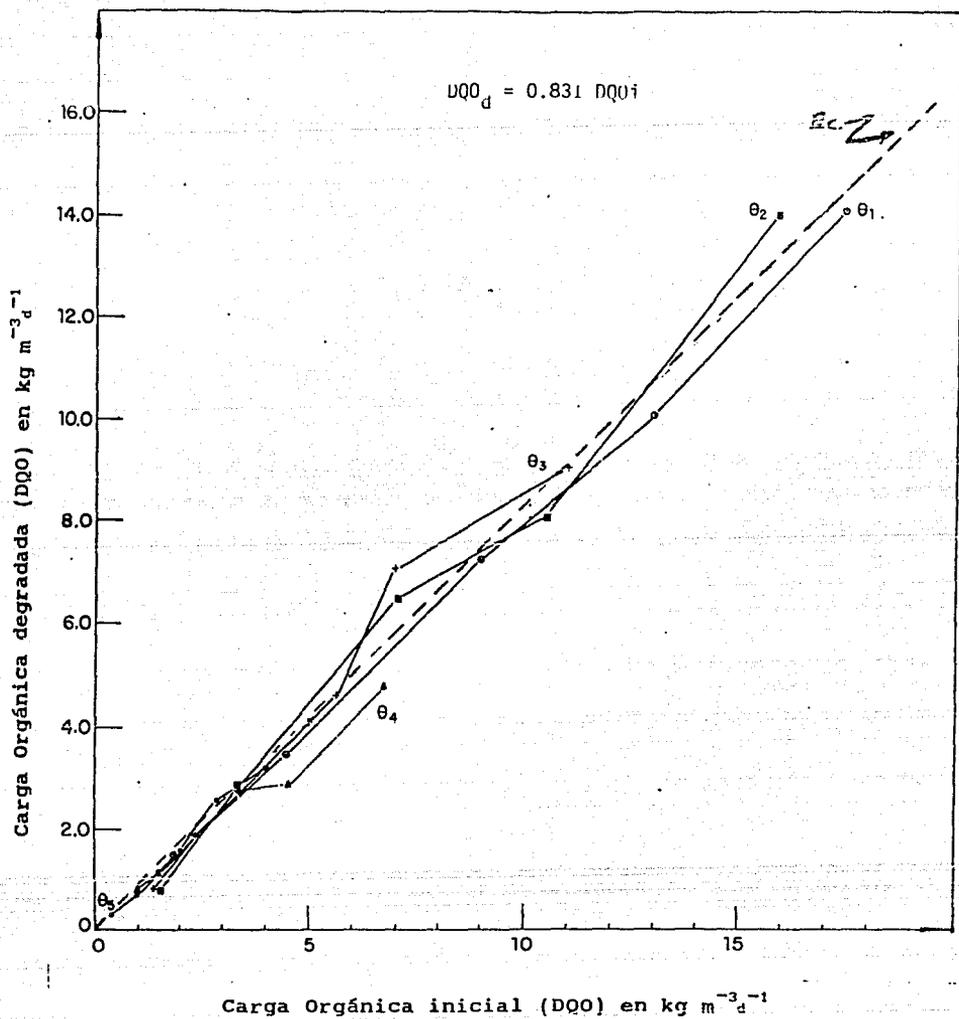


Fig. 4.7. Efecto de la carga orgánica inicial (medida como DQO) sobre su degradación en la Fase 2 de la primera etapa.

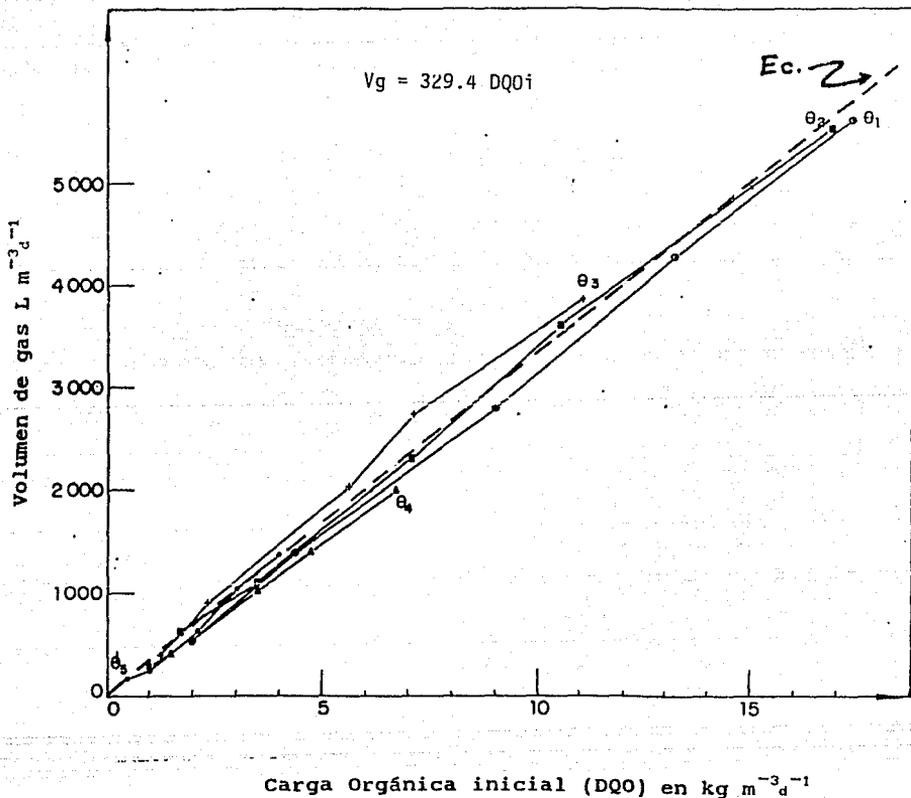


Fig. 4.8. Efecto de la carga orgánica inicial (medida como DQO) sobre el volúmen de gas producido en la Fase 2 de la primera etapa.

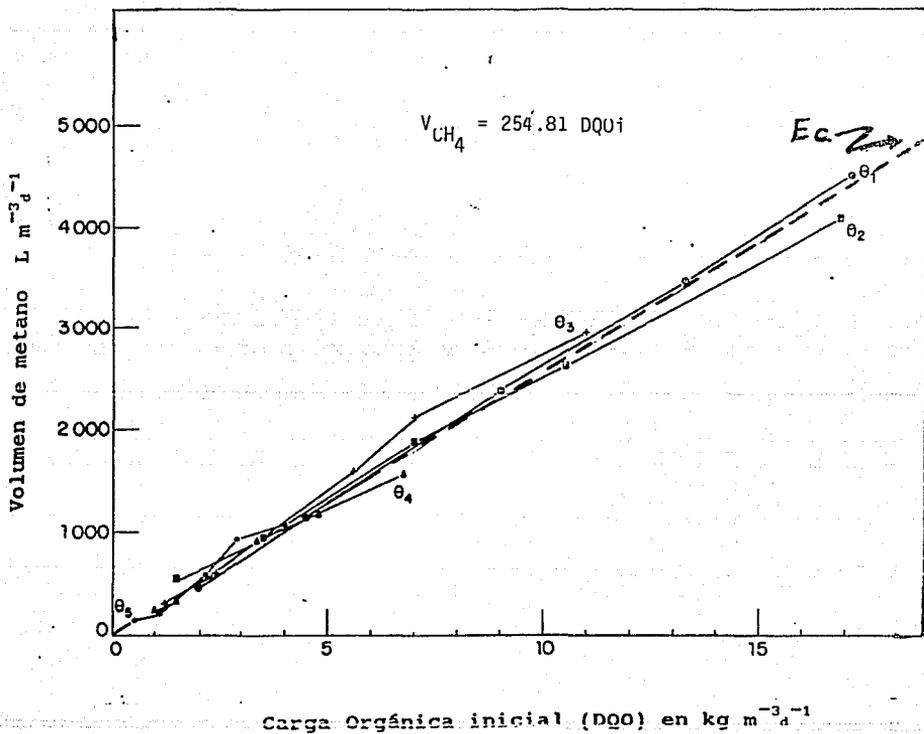


Fig. 4.9. Efecto de la carga orgánica inicial (medida como DQO) sobre el volumen de metano producido en la Fase 2 de la primera etapa.

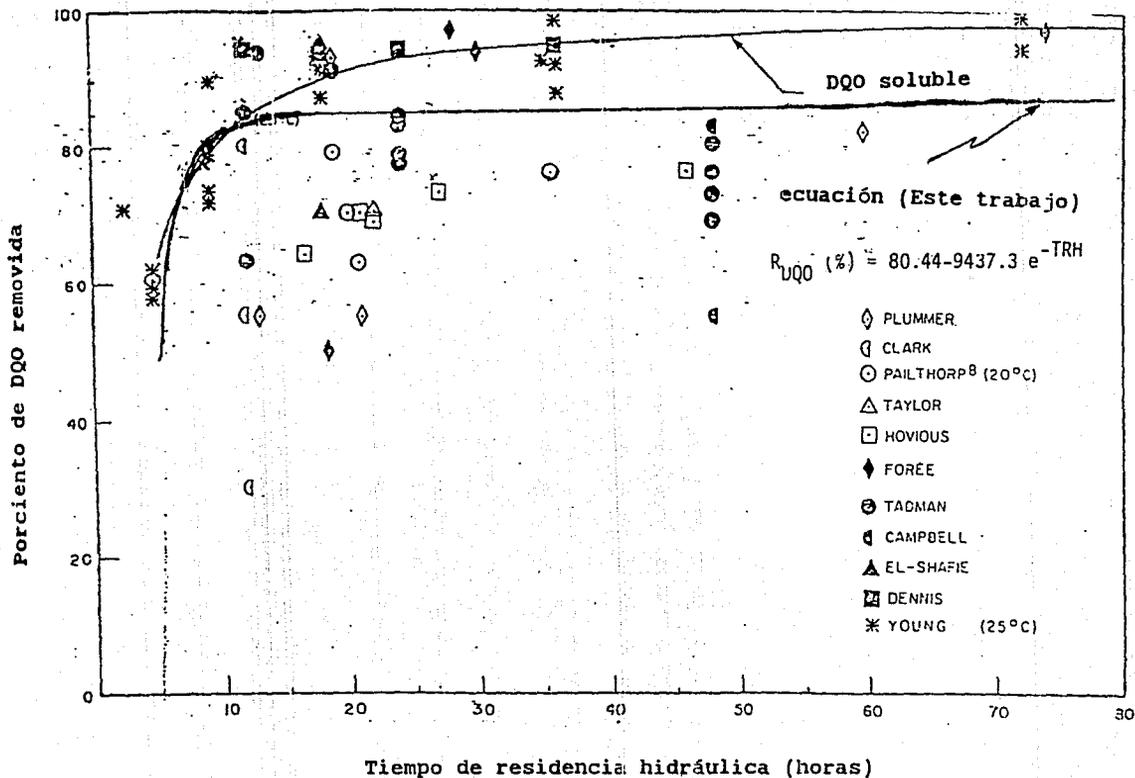


Fig. 4.10. Efecto del tiempo de residencia hidráulica sobre la eficiencia de remoción de sustancias orgánicas disueltas para reactores anaerobios de lecho empacado y flujo ascendente.

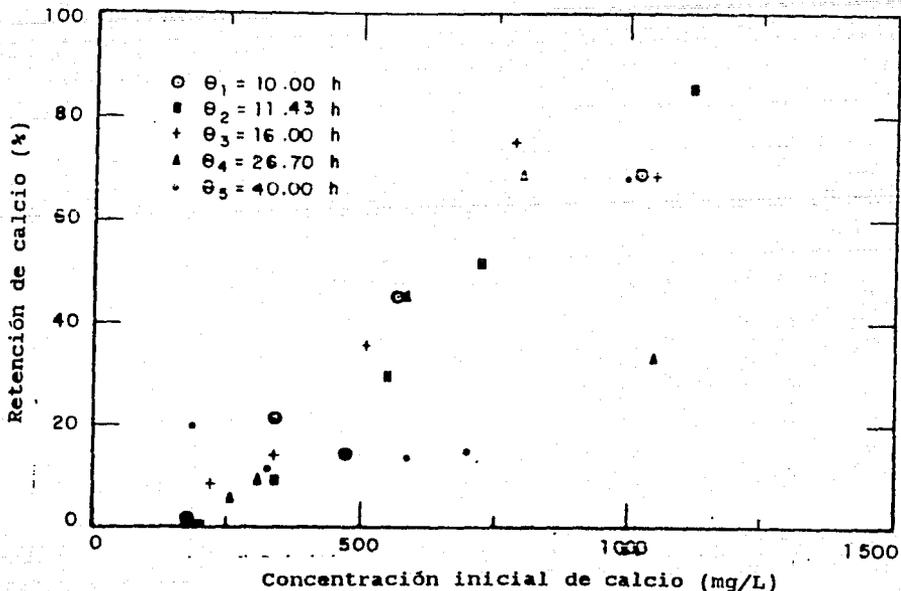


Fig. 4.11. Efecto de la concentración de calcio sobre su porcentaje de retención en la Fase 2 de la primera etapa.

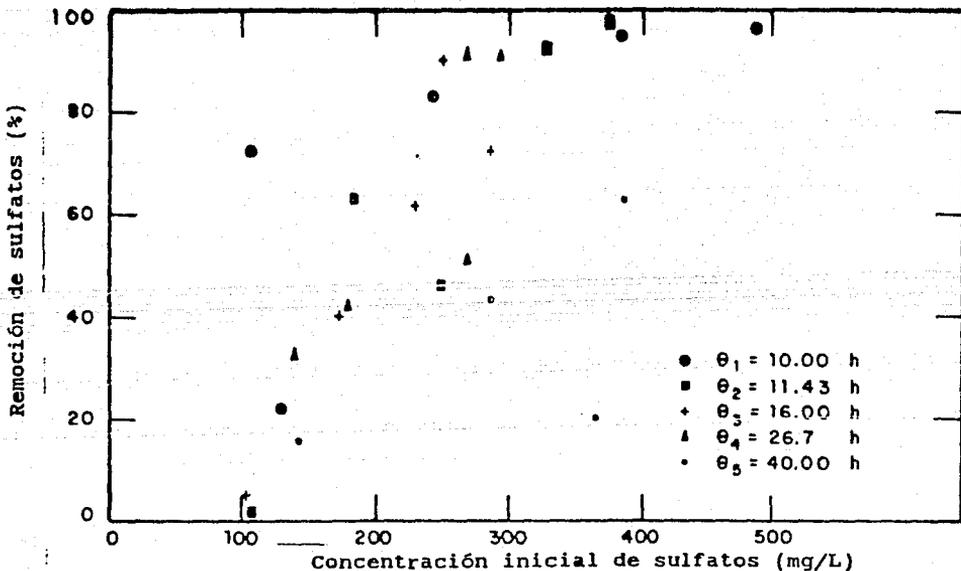


Fig. 4.12. Efecto de la concentración inicial de los sulfatos sobre la eficiencia de remoción de sulfatos en la Fase 2 de la primera etapa.

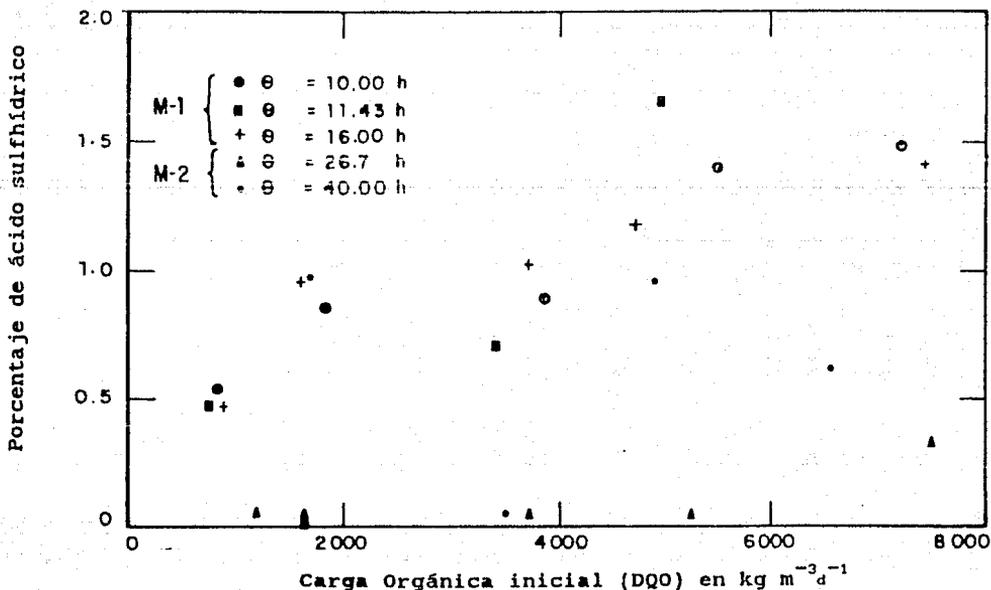


Fig. 4.13. Efecto de la carga orgánica inicial (medida como DQO) sobre la producción de ácido sulfhídrico en la Fase 2 de la primera etapa.

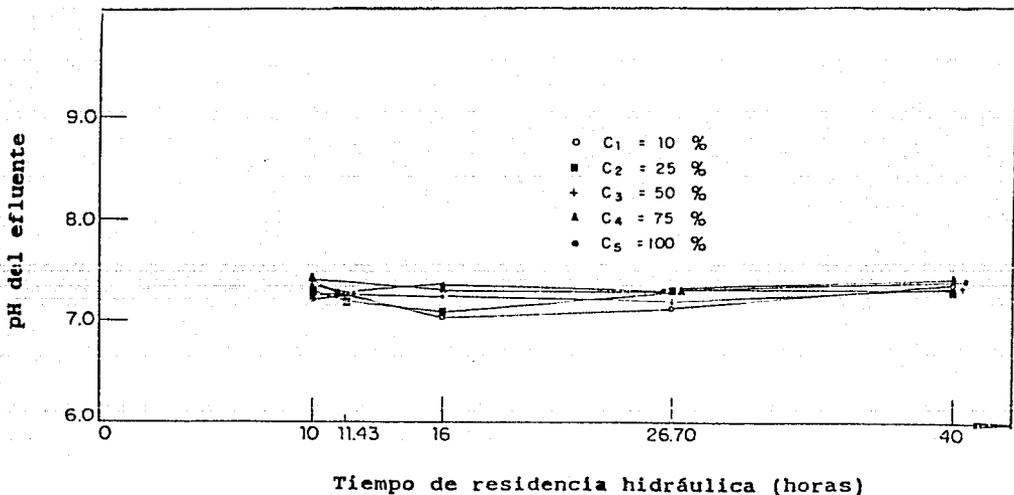


Fig. 4.14. Efecto del tiempo de residencia hidráulico sobre el pH del efluente de los filtros anaerobios en la Fase 2 de la primera etapa.

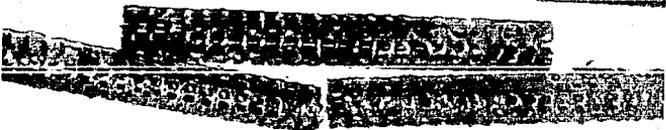
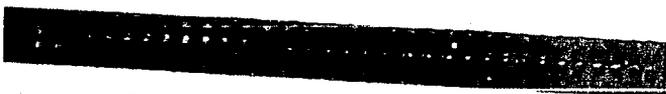
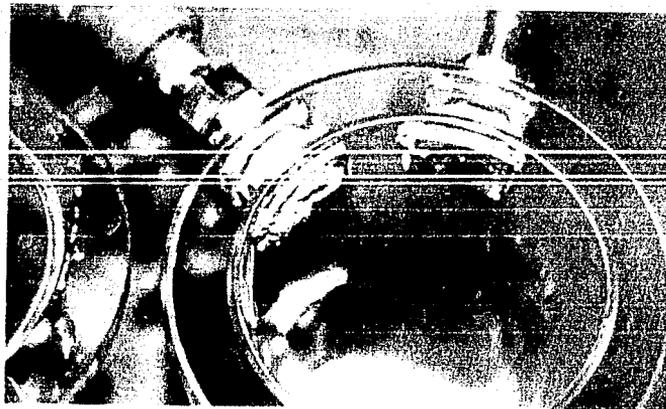


Fig. 4.15. a) Incrustaciones de sales de calcio sobre las partes metálicas de un filtro anaerobio.  
b) material de empaque sin y con biomasa.  
c) Vista de la parte superior del reactor abierto al final de la experimentación.

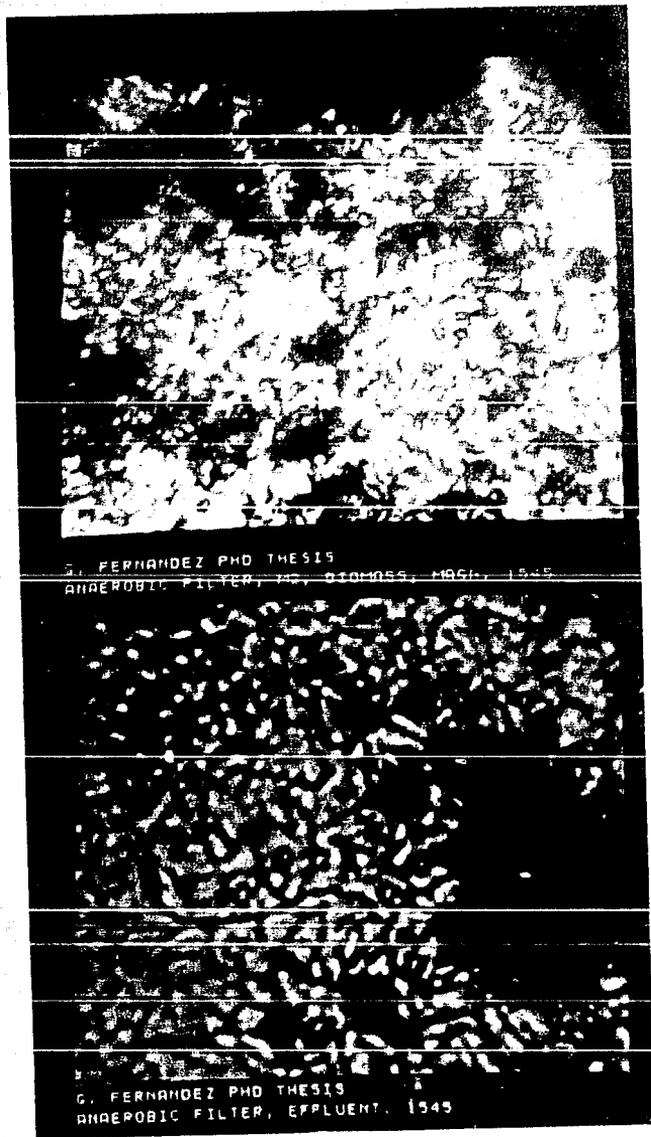


Fig. 4.16. a) Biomasa del reactor M-2 vista al microscopio  
b) Efluente del filtro anaerobio visto al microscopio.

## CAPITULO 5

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

De acuerdo a los experimentos llevados a cabo en este trabajo, se pueden hacer las siguientes conclusiones y recomendaciones:

1. El tratamiento de aguas blancas de alta y baja carga orgánica procedentes de fabricas de papel, se pueden realizar con reactores anaerobios empacados de flujo ascendente, a diferentes tiempos de residencia hidráulicos. La mayor carga orgánica inicial disuelta da la máxima eficiencia de remoción a diferentes tiempos de residencia hidráulicos. Este valor es de 80% con tiempos de residencia bajos.

2. Las aguas blancas de baja carga, no son adecuadas para tratarse con este sistema, y por lo tanto, conforme se vayan cerrando los circuitos de agua en las plantas productoras de papel, este proceso de tratamiento se recomendará más para depurar los efluentes líquidos.

3. La producción de biogas (y de metano), es proporcional a la carga orgánica inicial medida como DQO, DBO o COT.

4. Las concentraciones de calcio y sulfatos, contenidas en las aguas blancas estudiadas por este sistema no se pueden considerar un problema. La precipitación de compuestos de calcio en las tuberías de plástico y las incrustaciones sobre las superficies de acero inoxidable, si se pusieron de manifiesto. Se sugiere un pre-tratamiento de tipo fisicoquímico para separar el calcio del agua residual a tratar.

5. El ácido sulfhídrico que se formó durante el proceso anaerobio, tienen concentraciones cercanas al 1% del total del biogas producido. Considerando la cantidad total generada, este gas no representará un problema para su disposición, ya que se puede pasar este efluente gaseoso por una torre de lavado para solubilizar el compuesto de azufre.

6. Los datos que se obtuvieron, se analizaron mediante ecuaciones empíricas y modelos referidos en la literatura. Las correlaciones que se obtuvieron para cada uno de ellos son de más del 80%. Solo en pocos casos se eliminaron algunos valores experimentales para hacer los ajustes de estas ecuaciones.

7. En el caso de que se opte por este sistema biológico para tratar a las aguas blancas procedentes de un circuito cerrado, se debe de eliminar el uso de biocidas y detergentes para la limpieza de las máquinas. En el caso de que no se pueda eliminar la utilización de estas sustancias, la corriente contaminada se debe de desviar y tratar por separado antes de integrarla nuevamente al proceso de fabricación de papel.

8. Los datos obtenidos en este experimento a nivel laboratorio, podrían servir de base para futuros estudios de simulación de procesos anaerobios, que utilicen reactores empacados de flujo ascendente alimentados con cualquier otra agua residual de la misma fabricación de papel y celulosa o de alguna otra industria. La ganancia sería en tiempo y en la disminución de los costos de la investigación.

9. El intercambio de experiencias entre los grupos de investigación de los diferentes países, que tienen interés en resolver los problemas de contaminación debidos a los efluentes industriales, se debe de continuar fomentando mediante proyectos internacionales e inter-institucionales, como el presente.

## APENDICE 1

### DETERMINACION DE LA DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO OBTENIDA MEDIANTE DOS METODOS ANALITICOS

La determinación de la Demanda Química de Oxígeno (DQO), se realizó mediante dos métodos de análisis. El método fotométrico no está normalizado en las técnicas analíticas avaladas por las agencias de Estados Unidos de América (APHA, AWWA, WPCF), sin embargo es el que se utiliza en el laboratorio del Instituto de la Universidad de Darmstadt.

En los laboratorios de la Universidad Nacional Autónoma de México se realiza la determinación de DQO por el método volumétrico que aparece en los métodos normalizados para análisis de agua y aguas residuales reconocido por las agencias de Estados Unidos de América (APHA, AWWA, WPCF). Esta técnica de análisis es la que se utiliza en todos los laboratorios mexicanos.

Se sometieron a análisis 22 muestras empleando los dos métodos analíticos con el fin de observar si existía una diferencia estadística significativa entre ambos.

A continuación se presentan los resultados obtenidos por los dos métodos analíticos.

Número de muestra

Método

Fotométrico

Volumétrico

1	1620	1634
2	3680	3084
3	3925	3576
4	1755	1970
5	1275	1080
6	3269	3048
7	3429	3168
8	2095	1944
9	1307	1248
10	3285	2760
11	3429	2592
12	1948	1680
13	1192	984
14	2572	2640
15	3203	3504
16	1622	1680
17	840	984
18	3077	2994
19	3928	3636
20	1723	1687
21	1022	934
22	1655	1654

$$\bar{d} = 1/n \sum_{j=1}^n d_j = (1/22)(3417) \approx 155.32$$

$$S_d = \left[ \sum_{j=1}^n d_j^2 - \frac{1}{n} \left( \sum_{j=1}^n d_j \right)^2 \right]^{1/2} = 270.53$$

$$t_0 = \bar{d} / (S_d / \sqrt{n}) \approx 0.027$$

$$H_0 = \mu_1 = \mu_2 \quad H_1 = \mu_1 \neq \mu_2$$

$$|t_0| > t_{\alpha/2, n-1} \quad t_{0.05, 21} = 1.7216$$

0.027 < 1.7216 por lo tanto  $H_0: \mu_1 = \mu_2 = 0$  no se puede rechazar.

Esto es, no hay evidencia estadística significativa que indique que los dos métodos de análisis den diferentes resultados.

## APENDICE 2

### RESULTADOS QUE SE OBTUVIERON EN EL LABORATORIO DURANTE LAS DOS ETAPAS EXPERIMENTALES

Tabla 1. Datos de los reactores M-1 y M-2 Fase 1 (Puesta en marcha) Primera etapa.

Fecha	hora	R e a c t o r M-1						R e a c t o r M-2				
		Inf. pH (1)	Inf. pH (2)	Efluente pH	Lectura de gas mL	Volumen de gas (L/m3d)	Gasto (mL/h)	Efluente pH	Lectura del gas mL	Volumen del gas (L/m3d)	Gasto (mL/h)	
30.05	08:30	-	7.40	-	-	-	7.30	-	-	-	788	200
31.05	08:30	-	6.75	-	-	-	7.30	-	-	-	673	210
01.06	11:00	6.90	6.50	7.40	-	77	90	7.30	-	-	584	200
02.06	08:30	6.70	6.40	6.70	-	115	80	7.30	-	-	595	207
06.06	08:45	6.90	6.40	7.30	36.0	112	80	7.30	14040	430	185	185
07.06	08:45	7.30	6.40	7.30	1360	170	80	7.30	4420	553	174	174
08.06	08:15	-	-	7.30	1350	172	84	7.30	4500	575	180	180
09.06	08:00	6.90	6.50	7.30	1360	172	80	7.30	4560	564	172	172
10.06	08:30	-	6.40	7.30	1450	178	79	7.25	4788	585	219	219
13.06	08:00	6.80	6.70	7.25	2440	103	86	7.30	10540	442	195	195
14.06	08:00	7.00	6.60	7.30	2890	361	76	7.30	6150	770	200	200
15.06	08:15	6.80	6.50	7.20	1380	171	92	7.30	4592	508	104	104
16.06	08:15	6.80	6.50	7.20	2490	311	80	7.70	6320	790	182	182
20.06	08:00	6.50	6.40	7.20	0560	268	80	7.20	24230	761	200	200
21.06	08:15	6.90	6.40	7.20	2090	259	73	7.20	5770	714	163	163
22.06	08:15	6.70	6.40	7.25	2110	264	80	7.25	6610	826	142(200)	142(200)
23.06	08:00	6.80	6.40	7.30	2140	270	79	7.30	6650	840	946	946
24.06	08:15	7.20	6.30	7.30	2610	323	60	7.50	7650	940	192	192
27.06	08:00	6.60	6.50	7.20	7570	317	84	7.20	20560	860	250	250
28.06	08:50	6.70	6.50	7.25	2500	302	76	7.20	5980	723	188	188
29.06	08:55	6.70	6.40	7.20	2340	292	76	7.20	5720	713	224	224
30.06	07:30	6.60	6.40	7.20	2400	321	80(100)	7.15	6090	819	200(300)	200(300)
01.07	07:30	6.60	6.40	7.20	4450	556	192	7.20	8410	1051	288	288
04.07	07:30	6.80	6.70	7.15	16660	694	120	7.20	25830	1076	245	245
05.07	08:30	6.80	6.60	7.20	6230	748	180	7.20	10660	1279	312	312
06.07	08:00	6.70	6.60	7.25	6600	843	176	7.20	9800	1251	290	290
07.07	07:30	6.70	6.50	7.25	6180	789	160	7.20	9540	1218	280	280
08.07	08:00	6.60	6.30	7.25	6490	795	178	7.20	8280	1014	235	235
11.07	08:00	-	6.40	7.15	14620	609	170	7.20	16210	675	300	300
12.07	08:00	6.50	6.40	7.25	7130	891	176	7.20	7390	924	280(400)	280(400)
13.07	08:40	6.70	6.20	7.35	7750	943	188	7.30	12340	1501	416	416
14.07	08:00	6.40	6.40	7.30	7750	997	182	7.30	12250	1575	444	444
15.07	08:40	6.60	6.30	7.25	8010	974	180	7.25	14280	1737	432	432
18.07	08:40	6.40	6.60	7.20	24100	1004	196	7.25	44780	1866	432	432
19.07	08:40	6.80	6.50	7.20	7870	984	184	7.25	14530	1816	444	444
20.07	08:15	6.80	6.50	7.30	8100	1030	184	7.20	15580	1982	420	420
21.07	08:45	6.50	6.40	7.20	8100	992	170	7.20	16610	2034	400	400
22.07	09:00	6.50	6.40	7.20	7800	965	180(229)	7.20	16600	2053	460(520)	460(520)
25.07	08:00	6.40	6.40	7.20	25850	1092	185	7.20	52660	2225	420	420
26.07	08:45	6.60	6.40	7.20	2450	1048	200(250)	7.20	17020	2063	600(470)	600(470)
27.07	08:15	6.70	6.40	7.20	10420	1356	233	7.30	17690	2258	497	497
28.07	09:00	6.60	6.30	7.20	10920	1322	240	7.25	17590	2132	488	488
29.07	09:00	6.30	6.20	7.20	11610	1451	273	7.20	18360	2295	531	531
01.08	08:30	6.20	-	7.20	34240	1437	390(345)	7.20	56920	2380	645(510)	645(510)
02.08	08:45	6.50	6.30	7.20	15030	1859	336	7.20	18710	2315	506	506
03.08	09:00	6.40	-	7.20	14200	1757	356	7.20	16470	2038	600	600
04.08	09:00	6.60	6.70	7.25	12950	1619	320	7.20	13970	1746	600(420)	600(420)
05.08	09:00	6.70	-	7.20	15220	1903	380	7.20	16750	2093	500	500
08.08	09:10	7.50	6.60	7.25	41260	1715	340	7.20	46650	1939	528	528
09.08	09:00	6.70	-	7.20	14150	1781	304	7.30	17580	2273	508	508
10.08	09:00	6.60	6.50	7.20	12800	1600	288	7.20	15540	1943	460	460
15.08	09:00	6.70	6.70	7.20	66870	1672	270	7.20	81490	2037	535	535

Tabla 1. (continua)

Fecha	hora	R e a c t o r H-1						R e a c t o r H-2					
		Inf. pH (1)	Inf. pH (2)	efluente pH	Lectura del gas mL	Volumen del gas (L/m3d)	Gasto (mL/h)	Efluente pH	Lectura del gas mL	Volumen del gas (L/m3d)	Gasto (mL/h)		
17.08	11:45	7.00	6.70	7.20	12520	1404	333	7.20	16830	1887	573		
18.08	08:30	6.60	-	-	12870	1888	-	-	14060	2063	-		
19.08	11:30	-	-	-	15500	1722	-	-	18450	2050	-		
22.08	08:30	6.69	6.70	7.20	34330	1493	250	7.20	46310	2014	440		
23.08	09:00	6.80	-	-	9400	1151	290	-	10590	1297	470		
24.08	09:00	7.00	6.60	7.20	9650	1206	300	7.20	12710	1589	444		
25.08	09:00	6.80	-	-	11500	1438	371	-	16470	2059	736		
26.08	09:00	7.30	7.40	7.20	7470	934	275(349)	7.20	14250	1781	528(718)		
29.08	09:00	6.90	6.50	7.20	31630	1318	333	7.15	47460	1978	647		
30.08	09:00	6.60	-	-	9780	1223	334	-	14720	1840	655		
31.08	09:00	6.80	6.50	7.20	8890	1111	318(355)	7.20	13970	1746	618(755)		
01.09	08:45	6.50	-	7.20	9670	1221	355(382)	7.20	14270	1803	755		
02.09	09:00	6.80	6.40	7.25	10960	1355	382	7.20	14860	1838	734		
05.09	09:00	7.10	6.60	7.20	33660	1403	382(480)	7.20	45000	1875	822		
06.09	09:00	6.60	-	7.20	14010	1751	496	7.20	14340	1793	826		
07.09	09:00	6.90	6.70	7.20	13180	1648	458	7.20	14710	1839	820		
08.09	09:00	6.70	-	7.20	13760	1720	-	7.25	15960	1995	-		
09.09	09:00	6.85	6.40	7.20	12610	1576	458(500)	7.25	15120	1890	775(889)		
12.09	09:00	6.40	6.35	7.20	54020	2251	491	7.20	59520	2480	740		
13.09	09:00	6.40	-	7.30	17520	2190	495(600)	7.20	20250	2531	642		
14.09	09:00	6.50	6.40	7.30	18730	2341	600	7.30	20760	2595	717		
15.09	09:00	6.50	-	7.25	19730	2466	520	7.20	20880	2411	625(600)		
16.09	09:00	6.80	6.4	7.25	18590	2324	485(623)	7.20	14540	1818	950		
19.09	09:00	6.55	6.35	7.20	73940	3081	547	7.25	65550	2731	917		
20.09	09:00	6.50	-	7.20	26960	3370	534	7.20	30380	3798	850		
21.09	09:00	6.50	6.40	7.10	18880	2360	437(403)	7.20	31700	3963	875		
22.09	09:00	6.45	-	7.15	19300	2413	471	7.25	34080	4260	800		
23.09	09:00	6.50	6.70	7.15	18550	2490	623	7.30	32420	4053	1068		
26.09	10:00	6.80	-	7.20	55870	2296	500(580)	7.20	90250	3710	850(1036)		
27.09	09:00	6.80	6.90	7.30	20320	2650	580	7.30	29940	3905	1036		
28.09	09:30	6.90	6.75	7.25	21510	2634	515(757)	7.20	22440	2748	1050(1260)		

Tabla 2. Datos de reactor M-1 Fase I (Puesta en marcha) de la Primera etapa.

Fecha	DOO Inf. (g/L)	DOO afluente (g/L)	DOO Resolucion (λ)	DOO carga (kg/m <sup>3</sup> )	DOO degradado (kg/m <sup>3</sup> -d)	volumen de gas de gas (L/m <sup>3</sup> -d)	Produc. esp. de gas (L/g)	Tiempo de retencion hidraulica (horas)	DOO degradada (mg/L)
01.06		1.8						100	
02.06		2.1						100	
06.06	3.5	1.9	45.7	0.84	0.38	113	297	100	1.6
07.06	3.5	1.6	54.3	0.84	0.46	170	370	100	1.9
09.06	3.1	1.7	44.3	0.73	0.32	172	538	100	1.4
10.06	3.1	1.5	51.6	0.74	0.38	178	468	100	1.6
13.06	3.6	2.1	41.7	0.86	0.36	102	283	100	1.5
14.06	3.4	1.6	52.9	0.82	0.43	361	840	100	1.8
15.06	3.6	1.0	58.0	0.86	0.45	171	398	100	1.8
16.06	3.5	1.6	54.3	0.84	0.46	311	676	100	1.8
20.06	4.0	1.6	60.0	0.95	0.58	268	462	100	2.4
21.06	4.0	1.6	60.0	0.96	0.58	259	447	100	2.4
22.06	4.1	1.7	58.5	0.98	0.57	264	463	100	2.4
23.06	4.1	1.5	63.4	0.98	0.62	270	436	100	2.6
24.06	4.1	1.4	65.9	0.99	0.65	323	497	100	2.7
27.06	4.5	1.2	72.1	1.03	0.74	317	128	100	3.1
28.06	4.0	1.0	75.0	0.96	0.72	302	419	100	3.0
29.06	3.7	1.2	68.0	0.89	0.60	292	487	100	2.5
30.06	3.6	0.9	75.0	0.86	0.65	321	494	100	2.7
01.07	3.4	1.1	67.6	1.63	1.10	556	506	50	2.3
04.07	3.6	1.2	66.7	1.73	1.15	694	603	50	2.4
05.07	3.7	1.3	64.9	1.78	1.16	748	645	50	2.4
06.07	3.5	1.1	68.6	1.68	1.15	843	733	50	2.4
07.07	3.5	0.9	73.4	1.68	1.25	789	642	50	2.6
08.07	4.1	1.1	73.2	1.97	1.44	795	552	50	3.0
11.07	4.0	0.8	81.3	1.92	1.56	609	390	50	3.3
12.07	3.8	0.9	76.8	1.82	1.40	891	636	50	2.9
13.07	3.5	0.8	76.9	1.68	1.29	943	731	50	2.7
14.07	4.5	0.9	80.4	2.16	1.74	997	573	50	3.6
15.07	4.5	0.8	81.6	2.16	1.76	974	553	50	3.7
18.07	4.4	0.7	84.5	2.11	1.78	1004	564	50	3.7
19.07	4.2	0.7	82.4	2.27	1.87	984	526	50	3.5
20.07	4.1	0.8	81.5	2.21	1.80	1030	572	50	3.3
21.07	3.9	0.9	76.7	2.11	1.62	992	612	50	3.0
22.07	4.8	1.1	77.5	2.59	2.01	965	480	50	3.7
25.07	5.0	0.9	81.6	2.70	2.20	1092	496	50	2.8
26.07	4.9	0.7	84.9	3.68	3.12	1048	336	32	4.2
27.07	4.6	0.8	82.6	3.45	2.85	1356	476	32	3.8
28.07	5.2	0.8	84.4	3.90	3.29	1325	402	32	4.4
29.07	4.2	0.8	81.9	3.15	2.58	1451	562	32	3.4
01.08	4.1	0.9	79.0	4.31	3.41	1437	441	22	3.2
02.08	3.9	0.9	76.2	4.10	3.12	1859	593	23	3.0
03.08	4.3	0.8	81.9	4.52	3.70	1757	475	23	3.5
04.08	3.9	-	-	4.10	-	1619	-	23	-
05.08	4.0	1.1	73.5	4.20	3.09	1903	519	23	2.9
08.08	4.4	0.9	79.1	4.62	3.65	1715	470	23	3.5
09.08	3.9	-	-	4.01	-	1781	-	27	-
10.08	4.0	0.80	80.0	3.60	2.88	1600	556	27	3.2
11.08	4.1	-	-	3.70	-	-	-	27	-
12.08	4.0	-	-	3.60	-	-	-	27	-
15.08	3.8	0.70	81.6	3.08	2.51	1672	666	27	3.1
16.08	3.6	-	-	3.24	-	1524	-	27	-

Tabla 3. Datos de reactor M-2 Fase 1 (Puesta en marcha) de la Primera etapa.

Fecha	DOO Inf. (g/L)	DOO efluente (g/L)	DOO remocion (%)	DOO carga (kg/L)	DOO degradada (kg/m3d)	Volumen de gas (L/m3d)	Produc. esp. de gas (L/kg)	Tiempo de retencion hidraulica (horas)	DOO degradada (mg/L)
01.06		1.3							
02.06		1.3							
06.06	3.6	1.2	66.7	2.16	1.44	438	304	40.0	2.4
07.06	3.5	1.3	65.7	2.10	1.38	553	401	40.0	2.3
09.06	3.5	1.0	71.4	2.10	1.50	564	376	40.0	2.5
10.06	3.4	0.9	73.5	2.04	1.50	585	390	40.0	2.5
13.06	3.1	1.5	51.6	1.86	0.96	442	460	40.0	1.6
14.06	3.9	1.1	71.8	2.34	1.68	770	458	40.0	2.8
15.06	3.7	1.2	67.6	2.22	1.50	568	379	40.0	2.5
16.06	3.9	1.2	71.8	2.34	1.68	790	470	40.0	5.3
20.06	4.1	1.2	70.7	2.46	1.74	761	437	40.0	2.9
21.06	4.1	1.1	73.2	2.46	1.80	714	397	40.0	3.0
22.06	4.1	1.3	68.3	2.46	1.68	826	492	40.0	2.8
23.06	4.1	1.4	65.9	2.46	1.62	840	519	40.0	2.7
24.06	4.2	1.1	73.8	2.52	1.86	946	509	40.0	3.1
27.06	3.7	1.2	67.6	2.22	1.50	860	573	40.0	2.5
28.06	3.5	1.0	71.4	2.10	1.50	723	482	40.0	2.5
29.06	3.0	1.2	60.0	1.80	1.08	713	660	40.0	1.8
30.06	3.2	1.3	59.3	1.92	1.14	815	715	40.0	1.9
01.07	3.1	1.1	64.5	2.79	1.80	1051	584	26.7	2.0
04.07	3.7	1.3	64.9	3.33	2.16	1076	498	26.7	2.4
05.07	3.7	1.4	62.2	3.33	2.07	1279	618	26.7	2.3
06.07	4.2	1.3	69.0	3.78	2.61	1251	479	26.7	2.7
07.07	4.1	1.5	53.1	3.69	1.96	1218	621	26.7	2.6
08.07	3.9	1.3	66.7	3.51	2.34	1014	433	26.7	2.6
11.07	3.8	0.9	75.8	3.42	2.59	675	261	26.7	2.9
12.07	3.5	1.6	54.3	3.15	1.71	924	540	26.7	1.9
13.07	4.5	1.3	71.1	5.40	3.84	1501	391	20.0	3.2
14.07	4.5	1.4	68.9	5.40	3.72	1575	423	20.0	3.1
15.07	4.6	1.1	76.1	5.52	4.20	1717	414	20.0	3.5
18.07	4.5	0.8	81.6	5.40	4.41	1866	423	14.0	3.7
19.07	4.1	1.1	72.4	5.30	3.83	1816	603	16.0	3.0
20.07	3.9	1.2	68.5	5.03	3.45	1982	750	16.0	2.7
21.07	4.8	1.5	69.8	6.19	4.32	2034	471	16.0	3.4
22.07	5.1	0.8	83.5	6.58	5.49	2053	374	16.0	4.3
25.07	4.9	1.1	70.2	6.32	4.94	2225	450	16.0	3.8
26.07	4.9	0.9	81.0	7.35	5.95	2063	347	16.0	4.0
27.07	4.6	1.2	73.3	6.90	5.06	2258	446	16.0	4.0
28.07	5.2	1.0	80.4	7.80	6.27	2132	340	16.0	4.2
29.07	4.2	1.1	73.8	6.30	4.65	2295	494	16.0	3.1
01.08	4.1	1.2	70.7	6.15	4.35	2388	549	16.0	2.9
02.08	3.9	1.4	64.1	5.85	3.75	2315	617	16.0	2.5
03.08	4.3	1.2	72.1	6.45	4.65	2038	438	16.0	3.1
04.08	3.9	-	-	5.85	-	1746	-	16.0	-
05.08	4.0	1.7	58.8	6.00	3.53	2093	293	16.0	2.35
08.08	4.4	1.2	73.4	6.60	4.84	1939	400	16.0	3.23
09.08	3.9	-	-	5.85	-	1781	-	16.0	-
10.08	4.0	1.0	75.0	6.00	4.50	1600	356	16.0	3.0
11.08	4.1	-	-	6.15	-	-	-	16.0	-
12.08	4.0	-	-	6.00	-	-	-	16.0	-
15.08	3.7	1.36	63.2	5.55	3.51	20.37	580	16.0	2.3

Tabla 4. Datos de la DQO del influente y efluente Fase 1 (Puesta en marcha de la Primera Etapa)

Fecha	DQO Inf. (mg/L)	promedio DQO Inf. (mg/L)	DQO ef. N-1 (mg/L)	DQO ef. N-2 (mg/L)
01.06	(1) 3680			
	(2) 3725	3680	1755	1275
02.06	(1) 3269			
	(2) 3469	3597	2095	1301
06.06	(1) 3285			
	(2) 3429	3357	1948	1192
07.06	(1) 2572			
	(2) 3203	3000	1622	1192
09.06	(1) 3077			
	(2) 3928	3140	1723	1022
10.06	-			
	(2) 2920	3928	1540	940
13.06	(1) 3125			
	(2) 3830	3023	2070	1530
14.06	(1) 3795			
	(2) 3980	3813	1635	1090
15.06	(1) 3980			
	(2) 4520	3980	1780	1175
16.06	(1) 3610			
	(2) 4330	4065	1580	1105
20.06	(1) 3905			
	(2) 4085	4118	1620	1168
21.06	(1) 3485			
	(2) 4160	3758	1635	1070
22.06	(1) 4090			
	(2) 4385	4125	1665	1305
23.06	(1) 4215			
	(2) 4420	4300	1540	1375
24.06	(1) 3640			
	(2) 3500	4030	1415	1125
27.06	(1) 3165			
	(2) 3180	3333	1200	1195
28.06	(1) 3040			
	(2) 3640	3110	1020	1025
29.06	(1) 3165			
	(2) 3180	3403	1200	1195
30.06	(1) 3015			
	(2) 3355	3098	880	1265
01.07	(1) 3890			
	(2) 4250	3623	1135	1110
04.07	(1) 3125			
	(2) 4020	3688	1165	1255
05.07	(1) 4555			
	(2) 4575	4243	1335	1405
05.07	(1) 3550			
	(2) 3750	4063	1070	1300
07.07	(1) 4015			
	(2) 4415	3883	930	1445
08.07	(1) 4150			
	(2) 3485	4283	1050	1300

Fecha	DQO inf. (mg/L)	promedio DQO inf. (mg/L)	DQO ef. N-1 (mg/L)	DQO ef. N-2 (mg/L)
11.07	(1) -			
	(2) 4435	3485	755	915
12.07	(1) 4500			
	(2) 4715	4668	875	1580
13.07	(1) 4290			
	(2) 4815	4503	805	1340
14.07	(1) 4320			
	(2) 4565	4568	880	1420
15.07	(1) 4490			
	(2) 4475	4528	825	1115
18.07	(1) 3665			
	(2) 4265	4070	675	825
19.07	(1) 3565			
	(2) 4760	3915	740	1130
20.07	(1) 4825			
	(2) 5085	4793	785	1225
21.07	(1) 5180			
	(2) 5085	5133	905	1445
22.07	(1) 4875			
	(2) 5050	4980	1080	840
25.07	(1) 4760			
	(2) 4820	4905	915	1065
26.07	(1) 4430			
	(2) 5505	4625	740	920
27.07	(1) 4985			
	-	5245	795	1230
28.07	(1) 4215			
	(2) 4830	4215	805	1015
29.07	(1) 3635			
	(2) 3910	4233	755	1085
01.08	(1) 4190			
	-	3910	860	1225
02.08	(1) 4495			
	(2) 3710	4343	925	1370
03.08	(1) 4010			
	-	3960	780	1205
04.08	(1) 3880			
	(2) 4495	3945	-	-
05.08	(1) 4340			
	-	4418	1060	1650
08.08	(1) 3375			
	(2) 4685	3858	920	1170
09.08	(1) 4025			
	-	4355	-	-
10.08	(1) 4118			
	(2) 3954	4072	796	999
11.08	(1) 4085			
	-	4020	-	-
15.08	(1) 3205			
	(2) 4505	3675	700	1355
16.08	(1) 3750			

Tabla 5. Datos de los sulfatos presentes en el influente y efluentes de la Fase 1 ( Puesta en marcha) de la Primera etapa.

Lote	Fecha	Muestra	mg SO4/L	%
2	23.06.88	M-1	37.04	85.5
	"	M-2	53.91	78.9
	"	Z-2	255.54	
3	06.07.88	M-1	05.76	98.1
	"	M-2	06.17	98.0
	05.07.88	Z-1	306.57	
5	"	Z-2	296.28	
	27.07.88	M-1	132.50	54.3
	"	M-2	67.90	76.6
7	26.07.88	Z-1	289.90	
	"	Z-2	280.64	
	09.08.88	M-1	81.89	61.2
8	"	M-2	28.39	86.6
	08.08.88	Z-1	211.10	
	17.08.88	M-1	144.64	42.66
9	"	M-2	42.59	83.11
	16.08.88	Z-1	252.25	
	23.08.88	M-1	59.05	73.50
10	"	M-2	23.46	89.47
	22.08.88	Z-1	222.83	
	30.08.88	M-1	181.47	17.6(-)
11	"	M-2	58.84	62.21
	29.08.88	Z-1	154.31	
	05.09.88	M-1	90.12	34.43
12	"	M-2	15.93	88.92
	02.09.88	Z-1	137.44	
	09.09.88	M-1	105.55	51.70
13	"	M-2	53.90	75.33
	12.09.88	Z-1	218.51	
	16.09.88	M-1	107.61	63.37
14	"	M-2	29.22	90.05
	19.09.88	Z-1	293.81	
	23.09.88	M-1		
		M-2		
		Z-1		

Tabla 6. Datos de COT y valores de ión calcio en influente y efluentes de la Fase 1 (Puesta en marcha) de la Primera etapa.

Lote	Fecha	Muestra	mg de O <sub>2</sub> / L	%	mg de Ca/L	%
3	15.07.88	Z-1	1405			
	18.07.88	M-1				
	"	M-2				
5	27.07.88	Z-1	1679			
	"	M-1	224	86.66		
	"	M-2	351	79.09		
6	28.07.88	Z-1	1679			
	"	M-1	202	88.92		
	"	M-2	282	83.20		
7	05.08.88	Z-1	1710			
	08.08.88	M-1	267	84.39	638	
	"	M-2	300	82.46	581	
8	11.08.88	Z-1	1730			
	15.08.88	M-1	290	83.24	212	
	"	M-2	510	70.52	510	
8	19.08.88	Z-1	1670			
	20.08.88	M-1	445	73.35	297	59.32
	"	M-2	505	69.76	399	45.34
9	26.08.88	Z-1			590	
	29.08.88	M-1			430	27.1
	"	M-2			465	21.2
10	02.09.88	Z-1	1240			
	05.09.88	M-1	174	85.97	400	31.03
	"	M-2	255	79.44	375	35.34
12	09.09.88	Z-1			621	
	12.09.88	M-1			367	40.90
	"	M-2			589	5.15
13	16.09.88	Z-1			809	
	19.09.88	M-1				
	"	M-2				

Tabla 7. Composición del gas de ambos reactores. Fase 1 (Puesta en marcha) de la Primera etapa.

Date	H2S (%)		CO2 (%)		CH4 (%)		CH4 (L/m3d)	
	M-1	M-2	M-1	M-2	M-1	M-2	M-1	M-2
24.8	1	.70						
1.9	.70	.72						
5.9	.90	.70	14	12				
8.9								
9.9	.90	.63	12	14				
12.9	.27	.10	10	10				
13.9			12	13				
14.9			12	12				
15.9			13	8	81	41	1998	1071
16.9	1.13	.90	14	12	84	78	1952	1418
19.9	1.04	.90	17	16	81	84	2471	2294
20.9			16	17	81	83	2730	3152
21.9			19	16	77	83	1817	3289
22.9			18	16	80	83	1930	3536
23.9	1.35	1.17	18	16	78	81	1942	3283
26.9	.95	.50	15	14	83	84	1906	3116
27.9			14	13	85	86	2253	3358
28.9			14	11	85	87	2239	2391
29.9			14	10	84	88	2829	2273
30.9	1.04	1.08	13	10	83	88	2581	2283
3.10	1.17	1.26	15	11	84	87	2816	2382
4.10			14	10	85	87	2378	2235
5.10			13	10	82	83	2550	2942
6.10			12	10	84	86	2334	2181
7.10	.99	.99	13	10	83	87	2381	2299
10.10	.99	1.13	14	12	84	86	2211	2039
11.10			12	11	84	87	2013	2728
12.10			12	10	83	87	2409	2787
13.10			13	12	85	86	2763	2037
14.10	.99	.41	13	12	83	84	2697	973

Tabla 8. Remoción de DBO, COT y Sulfatos así como retención de calcio de la Fase 1 ( Puesta en marcha) de la Primera etapa.

Día muestra	mg	Remoción	mg/L	Remoción	mg DBO/L	Remoción	mg SO <sub>4</sub> /L	Remoción	TRH
	COT/L	de		de		de		de SO <sub>4</sub> (%)	(horas)
		COT (%)	Ca	Ca (%)		DBO (%)			
23.60	Inf.						255.54		
23.60	off-1						37.04	25.50	100
23.60	off-2						53.04	76.90	40
5.70	Inf.						306.37		50
6.70	off-1						5.76	98.10	50
6.70	off-2						6.17	96	26.70
15.70	Inf.	1405			3050				20
18.70	off-1				110	96.40			50
18.70	off-2				330	89.20			20
26.70	Inf.	1679			2464		289.90		
27.70	off-1	224	82.66				132.50	54.30	32
27.70	off-2	351	79.09				67.90	76.60	16
28.70	off-1	202	86.92		110	95.50			32
28.70	off-2	282	83.20		290	88.20			16
5.00	Inf.	1710			2195				
8.80	off-1	267	84.39	638					23
8.80	off-2	300	82.46	581					16
8.80	Inf.						211.10		
9.80	off-1						81.89	61.20	27
9.80	off-2						28.39	86.60	16
11.80	Inf.	1730			3020				
15.80	off-1	290	83.24	212	160	94.70			27
15.80	off-2	510	70.52	295	305	89.90			16
16.80	Inf.	1670					252.25		
17.80	off-1						144.64	42.66	27
17.80	off-2						42.59	83.11	16
19.80	Inf.		730		2755				
22.80	off-1		297	59.32	125	95.50		27	27
22.80	off-2		399	45.34	265	90.40		16	16
22.80	Inf.						222.83		
23.80	off-1	445	73.35				59.05	73.50	27
23.80	off-2	505	69.76				26.46	89.47	16
26.80	Inf.		590		1950				
29.80	off-1		430	27.10	125	93.60			27
29.80	off-2		465	21.20	325	83.30			11.40
30.80									
9.90	Inf.	1090	621		2705		218.51		
12.90	off-1	219	79.91	367	40.90	95	105.55	51.70	16
12.90	off-2	337	69.08	589	5.15	84.50	53.90	75.33	10
16.90	Inf.	1780		809			293.81		
19.90	off-1	248	86.07	171	78.86	110	96.70	63.37	14.50
19.90	off-2	456	74.38	375	53.64	760	77.40	90.50	8.90
22.90	Inf.	1690		606			2345		
26.90	off-1	227	84.77	305	49.67	160	72.20		14.50
26.90	off-2	244	83.62	301	50.33	255	69.10		7.60
30.90	Inf-1	1330		600		1895			10.70
30.90	Inf-2	1350		655		2840			6.70
3.10	off-1	362	73.19	367	38.83	115	93.20		11.40
3.10	off-2	445	67.04	456	30.38	935	67		6.70
7.10	Inf-1	1330		528		2285			11.40
7.10	Inf-2	1360		555		2165			6.70
10.10	off-1	266	81.50	304	57.58	215	90.60		11.40
10.10	off-2	281	79.34	337	60.72	500	76.90		6.70

Tabla 9. Resultados obtenidos para la Fase 2 (Condiciones psedo-permanentes) de la Primera etapa.

DQO influente (g/L)						DQO efluente (g/L)					
TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)	TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)
40	.734	1.722	3.505	4.803	6.518	40	.270	.576	.893	.967	1.130
26.70	1.193	1.690	3.741	5.254	7.482	26.70	.389	.416	.685	.863	2.226
16	.819	1.606	3.730	4.739	7.414	16	.216	.348	.643	.882	1.342
11.43	.754	1.693	3.418	4.948	8.041	11.43	.368	.362	.683	1.082	1.352
10	.838	1.843	3.853	5.508	7.203	10	.212	.372	.720	.993	1.317

Carga orgánica como DQO (kg/m <sup>3</sup> d)						Eficiencia de remoción DQO (%)					
TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)	TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)
40	.440	1.033	2.103	2.882	3.911	40	63.22	66.55	74.31	79.87	82.66
26.70	1.063	1.521	3.367	4.729	6.734	26.70	67.39	79.39	81.69	83.57	70.25
16	1.229	2.410	5.600	7.110	11.120	16	73.63	78.33	82.76	89.39	81.90
11.43	1.583	3.555	7.177	10.391	16.886	11.43	51.55	78.62	80.02	78.14	83.19
10	2.010	4.420	9.020	13.220	17.290	10	74.04	79.61	80.84	81.97	81.67

DQO degradada (Kg/m <sup>3</sup> d)						DQO degradada (g/L)					
TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)	TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)
40	.280	.690	1.560	2.302	3.233	40	.464	1.146	2.612	3.836	5.388
26.70	.716	1.087	2.751	3.952	4.730	26.70	.804	1.274	3.056	4.391	5.256
16	.824	1.888	4.635	7.110	9.108	16	.603	1.258	3.087	4.739	6.072
11.43	.816	2.795	5.495	8.119	14.048	11.43	.386	1.331	2.735	3.866	6.689
10	1.490	3.520	7.290	10.840	14.120	10	.626	1.470	3.130	4.515	5.890

pH del influente						pH del efluente					
TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)	TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)
40	7.90	7.60	7.50	6.70	6.50	40	7.35	7.30	7.30	7.40	7.40
26.70	7.90	7.45	6.90	6.40	6.45	26.70	7.15	7.30	7.20	7.30	7.35
16	7.60	7.60	6.70	6.80	6.45	16	7.05	7.05	7.25	7.30	7.35
11.43	7.50	7.55	6.80	6.70	6.85	11.43	7.25	7.20	7.25	7.25	7.25
10	7.60	7.40	7	6.80	6.35	10	7.20	7.30	7.35	7.40	7.35

Tabla 10. Volumen y composición del gas en la Fase 2 (Condiciones pseudo-permanentes) de la Primera etapa.

Volumen del gas (L/m<sup>3</sup>d)

TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)
40	172	278	686	1073	1375
26.70	298	462	1058	1423	2000
16	418	914	2020	2756	3866
11.43	639	1085	2302	3614	5501
10	539	1385	2818	4307	5626

Volumen de metano (L/m<sup>3</sup>d)

TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)
40	130.72	222.40	576.24	879.86	1045
26.70	198.40	388.10	867.56	1166.86	1560
16	330.22	704	1576	2122.12	2938.16
11.43	536.76	933.10	1865.62	2529.80	4071
10	447	1191	2367	3489	4501

Metano (%)

TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)
40	76	80	84	82	76
26.70	80	84	82	82	78
16	79	77	78	77	76
11.43	84	86	81	70	74
10	83	86	84	81	80

Volumen de dióxido de carbono

(L/m<sup>3</sup>d)

TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)
40	17.20	25.02	89.18	168.15	275
26.70	24.80	46.20	148.10	241.91	400
16	41.80	110	303	441	734.54
11.43	44.73	108.50	345.30	650.50	1045
10	32.34	138.50	366	558	1013

Dióxido de carbono (%)

TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)
40	10	9	13	15	20
26.70	10	10	14	17	20
16	10	12	15	16	19
11.43	7	10	15	18	19
10	6	10	13	16	18

Volumen de ácido sulfhídrico (L/m<sup>3</sup>d)

TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)
40	0	.39	.32	10.54	8.39
26.70	.14	.11	.50	1.67	6.58
16	1.97	8.59	21.01	32.52	54.51
11.43	3	10.199	16.34	59.63	77.56
10	2.91	11.91	21.30	60.30	83.83

Acido sulfhídrico (%)

TRH (horas)	C1 (10%)	C2 (25%)	C3 (50%)	C4 (75%)	C5 (100%)
40	0	.14	.047	.94	.61
26.70	.047	.024	.047	.047	.329
16	.47	.94	1.04	1.18	1.41
11.43	.47	.94	.71	1.65	1.41
10	.54	.86	.90	1.40	1.49

Tabla 11. Resultados obtenidos en la Fase 1 (Puesta en marcha) de la Segunda etapa.

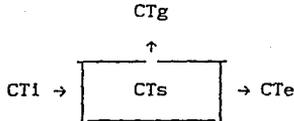
Día	FECHA	DOO1	DOO2	Efficiencia	Carga	DOO	DOO	Gas	Produccion	Tiempo de
		g/L	(g/L)	X	Carga como	DOO	DOO	producido	especifica	retencion
					(g/m3dia)	(g/L)	(g/m3d)	(L/m3d)	(L/kg)	(horas)
1	9.06				.062					70
5	13.06				.062					72
8	15.06				.062					70
12	20.06	.227	.091	40	.078	.134	.067	15	310	74
13	21.06	.162	.095	30	.062	.091	.031	9	290	70
15	23.06	.272	.091	68	.093	.018	.062	7	113	70
18	26.06	.363	.091	75	.124	.272	.093	35	374	70
22	30.06	.318	.091	71	.109	.227	.078	15	192	70
25	3.07	.272	.091	67	.093	.181	.062	21	339	70
27	5.07	.318	.015	95	.109	.303	.103	10	097	70
28	6.07	.250	.061	74	.066	.169	.062	25	325	70
33	11.07	.210	.030	64	.054	.018	.072	13	181	70
34	14.07	.230	.149	35	.092	.061	.032	14	1438	60
39	17.07	.253	.222	13	.102	.033	.013	19	1.462	60
41	19.07	.280	.151	46	.112	.129	.043	11	056	60
43	21.07	.292	.292	27	.160	.108	.043	68	1.582	60
46	24.07	.625	.232	63	.230	.393	.137	62	512	60
51	29.07	.740	.345	54	.350	.317	.117	74	223	60
53	31.07	.775	.393	47	.419	.362	.305	154	511	30
54	3.08	.835	.262	69	.666	.573	.457	451	330	30
62	9.08	.660	.266	60	.527	.394	.315	119	.378	30
67	14.08	.750	.246	67	.577	.564	.403	143	360	30
70	17.08	.875	.287	67	.698	.588	.469	196	418	30
71	18.08	.952	.248	74	1.142	.706	.647	151	178	30
74	21.08	.665	.991		.778					
90	6.09	.148	.127	14	.064	.021	.003	14		80
92	8.09	.168	.104	20	.044	.042	.013			80
95	11.09	.158	.127	20	.047	.031	.009			80
97	13.09	.130	.104	30	.043	.044	.013			60
102	18.09	.654	.106	77	.136	.348	.104	8	.077	80
104	20.09	.400	.021	95	.166	.379	.137	13	082	58
106	22.09	.500	.380	24	.207	.120	.050	21	420	58
109	25.09	.500	.444	11	.207	.057	.023	10	870	58
111	27.09	.750	.311	72	.311	.539	.223	49	220	48
117	4.10	.800			.192			13		100
118	5.10	.800			.198			4		100
119	6.10	.925	.256	71	.222	.659	.158	1	008	100
122	9.10	.775	.307	60	.186	.468	.112	1	008	100
123	10.10	.725			.174					100
126	13.10	.600	.246	69	.480	.554	.333			40
129	16.10	.600	.287	64	.480	.513	.308	182	590	40
131	18.10	.850	.674	28	.510	.236	.161	82	298	40
133	20.10	.940	.635	32	.564	.305	.183	41	221	40
137	24.10	.975	.491	50	1.090	.484	.328	42	15	33
138	25.10	.950	.632	55	1.843	.520	1.009	26	96	33
139	26.10	.710	.369	48	1.377	.341	.662	17	26	33
140	27.10	.715	.262	72	1.387	.513	.996	82	82	33
143	30.10	.550	.262	52	.399	.288	.209	30	239	33
144	31.10	.550			.399			66	33	33
150	6.11	.690	.463	33	.501	.227	.172	12	244	33
152	8.11	.715	.383	46	.716	.332	.331	60	24	181
154	10.11	.755	.545	56	.755	.430	.435	64	05	24
157	13.11	.650	.413	37	.650	.237	.237	50	127	24
160	16.11	.610	.363	41	.610	.247	.247	19	77	24
163	21.11	.725	.374	48	.725	.351	.351	62	197	24
168	24.11	.844	.275	27	.844	.205	.265	49	185	24
171	27.11	.510	.413	19	.510	.097	.097	34	24	24
174	30.11	.600	.104	66	.696	.336	.336	26	24	24
178	4.12	.475	.160	64	.478	.313	.313	34	108	24
181	7.12	.375	.099	98	.338	.366	.366	39	106	24
187	13.12	.150	.073	51	.135	.077	.077	39	306	24
188	14.12	.125	.135					33	40	40
193	21.12	.210	.323		.055			23	90	90
202	28.12	.275	.203	26	.073	.072	.019	68	476	90
206	2.01	.625	.142	81	.683	.181	.683	181	219	90
209	5.01	.470	.162	74	.477	.562	.177	6	45	90
212	8.01	.625	.183	57	.112	.242	.064	9	766	90
216	12.01	.600	.081	90	.211	.719	.190	3	116	90
219	15.01	.690	.020	97	.182	.670	.177	13	74	90
223	19.01	.475	.078	84	.128	.397	.107	20	187	90
226	22.01	.575	.116	80	.155	.659	.124	4	52	90
230	26.01	.398	.097	74	.108	.301	.082	4	49	90
233	29.01	.330	.67	64	.095	.646	.116	3	247	90
237	2.02	.525	.304	7	.658	.062	.066	18	5	24
243	8.02	.540	.233	57	.146	.357	.083	145	1.700	24
244	9.02	.610			.219			148		24

## A P E N D I C E 3

### METODO PROPUESTO PARA CUANTIFICAR EL CARBONO PRESENTE EN LA BIOMASA FORMADA EN LOS REACTORES ANAEROBIOS DE PELICULA FIJA

El método se basa en un balance de materia considerando la naturaleza química del carbono.

El diagrama siguiente, muestra el balance de carbono en el sistema anaerobio de película fija.



La ecuación para el balance de materia es:

$$CTi = CTe + CTg + CTs \quad (1)$$

donde

CT = carbono total  
 i = influente  
 e = efluente  
 g = gases  
 s = sólidos

El carbono total en el influente y el efluente líquido así como en los sólidos retenidos, es la suma del carbono inorgánico y el orgánico, por lo que:

$$CTi = COi + CIi \quad (2)$$

$$CTe = COe + CIE \quad (3)$$

El carbono total en el efluente gaseoso es la suma del carbono presente en el dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) y en el metano (CH<sub>4</sub>)

$$CTg = C-CO_2 + C-CH_4 \quad (4)$$

El carbono total en los sólidos va a estar formado por el carbono orgánico (biomasa) y el carbono inorgánico (CaCO<sub>3</sub>)

$$CTs = COs + CIs \quad (5)$$

El carbono inorgánico presente en los sólidos, se relaciona al carbonato de calcio y se cuantifica haciendo un balance del ion calcio (Ca<sup>++</sup>).

$$Ca^{++}i = Ca^{++}e + Ca^{++}s \quad (6)$$

El ión calcio, se puede cuantificar en el efluente y en el influente mediante determinaciones instrumentales. El carbono total y el inorgánico se conoce también por análisis instrumental. El porcentaje de dióxido de carbono y de metano lo da otro instrumento directamente. De tal forma, que resulta un sistema de 6 ecuaciones con 6 incógnitas, que se puede resolver por sustituciones simples.

La estequiometría es una herramienta indispensable para hacer las siguientes relaciones:

un átomo de carbono está en una molécula de  $\text{CO}_2$   
un átomo de carbono está en una molécula de  $\text{CH}_4$   
un átomo de carbono está en una molécula de  $\text{CaCO}_3$   
un átomo de calcio está en una molécula de  $\text{CaCO}_3$

Sustituyendo los valores de carbono del metano y del dióxido de carbono (que se obtiene por estequiometría), en la ecuación (4), se tiene el carbono total en los gases (CTg).

El carbono total del influente, del efluente y de los gases se sustituye en la ecuación (1) y se despeja el valor del carbono total de los sólidos (CTS).

Utilizando el balance de calcio del sistema y las relaciones estequiométricas se conoce el contenido de carbono orgánico en los sólidos, el cual se debe de relacionar a la biomasa contenida en el sistema.

El procedimiento se aplicó a los datos experimentales que se obtuvieron en el estudio y en el 36% de ellos no se pudo obtener un resultado significativo. Como se observó en el análisis de resultados, los valores de carbono orgánico total (COT), fueron los que presentaron mayor dispersión. Muchos datos se eliminaron para proponer la ecuación que mejor se adaptó al sistema anaerobio.

## REFERENCIAS

Abllah, N.F.N. y Alk Heng Lee, (1991). "On site anaerobic filter system treating domestic wastewater". Poster presentado en el 6<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Sao Paolo, Brasil. 53.

Airanne, O. y S. Ruonala, (1988). New ideas on pollution control in the pulp and paper industry -are there any? Water Science and Technology. Vol. 20, No. 1, 207-210.

Aivasidis, A. y C. Wandrey, (1988). Recent developments in process and reactor design for anaerobic wastewater treatment. Water Science and Technology. Vol. 20, No. 1, 211-218.

Aivasidis, A., E. Hilla y C. Wandrey, (1988). Single- and sepatated- phase anaerobic treatment of distillery slops in fixed bed loop reactors. presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia; 437-441.

Anderson, G.K., (1986). Comparison of anaerobic processes for industrial waste treatment, Ponencia presentada en Cost Effective Treatment of Papermill Effluents Using Anaerobic Technologies Conferences; Pira, Reino Unido.

Androni, V.D., Daffonchio D., Morelli A., Sorlini C., y Villa M. (1988). Microbiological and gaschromatography-mass spectrometry monitoring of the anaerobic treatment of oil mill effluents in up-flow digesters. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion. celebrado en Bolonia, Italia. 443-446.

Bengtsson, B.E. (1988). Water Science and Technology. Vol. 20, No. 2, 87-94.

Berg, v.d. L., K. J. Kennedy y R. Samson, (1985), The dowflow fixed-film and upflow blanket filter reactor. Water Science and Technology. Vol. 17, No. 1 89.

Bermudez, J.J., M. Cánovas A. Manjon y J.L. Ibarra, (1988). Applied Microbiology and Biotechnology. Vol. 27, 601-605.

Bertoletti, R.P.A., P.A. Araujo, Zagatto y E. Gherardi- Goldstein, (1988). Water Science and Technology. Vol. 20, No. 2. 191.

Bonastre, N. y J. M. Paris, (1988). Colonization and stimulation/ properties of different supports used in anaerobic fixed-film reactors. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia; 11-14.

Bower, B. T., G.O.G. Loef y W.M. Hearon, (1973). Residuals in manufacture of paper. J. of Environmental Eng. Div. ASCE, 99(EE1), 1-16.

Bregoli, M., V. Pozzi y A. Viglia, (1985). Anaerobic filters: large scale industrial applications: experience gained by Agipgiza since 1982: two working examples. Conferencia presentada en el 4<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Guangzhou, China. 353-367.

Britt, K. W., (1970). Handbook of Pulp and Paper Technology. 2nd Ed. Van Nostrand Reinhold Company; Nueva York, E.U.A.

Buisman, C.J., B. Witt y G. Lettinga, (1988). A new biotechnological process for sulphide removal with sulphur production. Poster presentado en el 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia; pp 19-22.

Cáceres, R. y B. Chilinguina, (1985). Experience with rural biodigesters in Latin America. Poster presentado en el 4<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Guangzhou, China. 31-39.

Cámara Nacional de la Industria de la Celulosa y el Papel, (1990) Memoria Estadística. 5.

Campbell, G.R., (1973). Hidrosience, Inc., comunicación personal por parte de J.A. Mueller y J.L. Mancini (1975). Anaerobic Filter-Kinetics and application. Proceedings of 30<sup>th</sup> Industrial Waste Conference, Lafayette, Indiana, USA. 423-447.

Calzada, J. F., C. Rolz, M. C. de Ariola, C. Porres y J. Valladares, (1988). Methanogenic bioconversion of liquid agroindustrial wastes in two-section reactor. Ponencia presentada en el 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 125-133.

Camilleri, C., (1988). Startup of fixed film stationary bed anaerobic reactors. Ponencia presentada en el 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia; 407-412.

Castillo, C. L. y Fernández-Villagómez G., (1991). Caracterización de los residuos sólidos generados en una fábrica de papel reciclado. Ponencia presentada en el Primer Congreso Nacional de Residuos Sólidos y Peligrosos, celebrado en la Ciudad de México D.F.

Chave, J.L., H. Fuentes y G. Goma (1988). Anaerobic treatment of spent sulfite liquors. Poster presentado en el 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia; 635-638.

Chian, E.S.K. y F.B. De Walle, (1977). Treatment of high strength acidic wastewater with a completely mixed anaerobic filter. Water Research, 11. 295-304.

Clarck, R. H. y R.E. Speece, (1970). The pH tolerance of anaerobic digestion. Conferencia presentada en el 5<sup>th</sup> International Water Pollution Research Conference. USA.

Denac, M., A. Miguel y I.J. Dunn, (1988). Modelling Dynamic Experiments on the anaerobic degradation of molasses wastewater. Biotechnology and Bioengineering. 31. 1-10.

Dennis, D.N. y C. S. Jennet, (1974). Pharmaceutical waste treatment with an anaerobic filter. Conferencia presentada en el 29<sup>th</sup> industrial waste conference, de Purdue University, Lafayette, Indiana. 36-43.

De Renzo, D.J., (1977); Energy from bioconversion of Waste Materials. Noyes Data Corporation, 19-32, E.U.A.

De Santis, J. y A.A. Friedman, (1989). Water Science and Technology Vol.21, 87-95.

Donelly, T., (1986) Anaerobic Digestion, Developed for the Industrialist? Articulo presentado en Cost Effective Treatment of Papermill Effluents Using Anaerobic Technologies Conferences. Pira, Reino Unido.

Donovan, E.J. Jr., (1981). Proceeding of the Seminar/workshop, Anaerobic filters: An Energy Plus for Wastewater treatment. Howey-In the, Fla.

Eckenfelder, W.W. Jr., (1966). Industrial Water Pollution Control; Mc Graw Hill; Nueva York, E.U.A.

Eckenfelder, W. W., J.B. Patoczka y G.W. Pullian, (1988). Anaerobic versus aerobic waste treatment in the USA. Ponencia presentada en 15<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bologna, Italy. 105-114.

Eekhaut, M. y G. Alaerts, (1986). Anaerobic treatment of papermill effluents using polyurethane carrier reactor (PCR) technology. Articulo presentado en Cost Effective Treatment of Papermill Effluents Using Anaerobic Technologies Conferences. Pira, Reino Unido.

El Shafie, A.T. y D.E., (1973). Anaerobic treatment in a multiple upflow system. J. Water Pollution Conferencia Federation, 45, 2345-2357.

Foree, E.G. y C.R. Lovan, (1972). The anaerobic filter for the treatment of brewery press liquor waste. Informe Tecnico, UKY 46-72-CE12,

Forster, C.F., (1988). United Kingdom anaerobic digestion facility. Poster presentado en el 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion celebrado en Bologna, Italy. pp 255- 258.

- Cellman, I., (1988). Water Science and Technology Vol. 20, 2, 59-65.
- Giraldo-Gomez, y M.S. Switzenbaum, (1991). On-line monitoring and control of fixed film anaerobic digesters using intermediate and final gases. Poster presentado en el 6<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Sao Paolo, Brasil. 44.
- Goettsching, L. (1991). Comentarios al resumen en inglés de este trabajo.
- Guerrero, L., R Mendez y J.M. Lema, (1991). Anaerobic treatment of fishmeal factory wastewaters Poster presentado en el 6<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Sao Paolo, Brasil. 92.
- Gujer, W. y A. J. B. Zehnder, (1983), Conversion processes in anaerobic digestion Water Science and Technology. Vol. 15, No. 8/9. 127.
- Gunnarsson, L. y B. Rosen, (1985), Water Science and Technology. Vol. 17, No. 1. 271.
- Habets, L. H. A., (1986). Experience with the UASB reactor under optimal and suboptimal loadings. Artículo presentado en Cost Effective Treatment of Papermill Effluents Using Anaerobic Technologies Conferences. Pira, Reino Unido.
- Habets, L. H. A. y J. H. Knelissen, (1985), "Application of UASB reactor for anaerobic treatment of paper and board mill effluent". Water Science and Technology. Vol. 17. 61-75.
- Habets, L.H.A., M.H. Tielbaard, A.M.D. Ferguson, C.F. Prong y A.J. Chmelauskas, (1988). On site high rate UASB anaerobic demonstration plant treatment of NSSC wastewater. Water Science and Technology. Vol. 20, No. 1, 87-97.
- Hack, P. J. F. M., L. H. A. Habets y E. Cacciari, (1988). Anaerobic treating papermill effluent. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 647-650.
- Hakanson, H., B. Frostell y H. Norrman, (1977). Informe Técnico Inst. Vatten- Luftvardsforsl, Publ. B, 406.
- Hakulinen, R., (1988), The use of enzymes for wastewater treatment in the pulp and paper industry - a new possibility. Water Science and Technology. Vol. 20, No. 1, 251-262.
- Hanaki, K. y S. Hirunmasuwan, (1988). Start-up of UASB and anaerobic filter treating synthetic wastewater in ambient temperature. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 183-186.

Hanmer, R. W., (1988). Environmental Protection in the United States pulp, paper, and paperboard industry: an overview of regulation of wastewater under the U.S. clean water act. Water Science and Technology, Vol. 20, No. 1. 1-7.

Hawkes, F.R., A.Rozzi, K.Black, A.Guwy y d.L.Hawkes, (1991). The stability of anaerobic digesters operating on a food-processing wastewater. Poster presentado en el 6<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Sao Paolo, Brasil. 114.

Henze, M. Harremoes P., (1983), Anaerobic Treatment of wastewater in fixed film reactors. a literature review. Water Science and Technology. Vol. 15, No. 1. 1-100.

Hickey, R. F. y S. M. Switzenbaum, (1988). The role of intermediate and product gases as regulators and indicators of anaerobic digestion. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 43-47.

Hickson, C.R. y A. D. Wheatley, (1991). A study of the differences in biomass characteristics and their influence on the performance of fixed and fluidised bed reactors. Poster presentado en el 6<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Sao Paolo, Brasil. 13.

Heinz, H., (1989). Comunicación personal.

Hovious, J.C. y Fisher, J.A. y R.A. Conway, (1972). Anaerobic Treatment of synthetic organic wastes, Informe para la EPA, Proyecto 12020 DIS, enero.

Huber, L. y H. Baumung, (1988). Requirements for the Treatment of effluents from chemical pulp mills in the F.R.G. Water Science and Technology. Vol. 20, No. 1, 19-24.

Huss, L., P. Sievert y E. Sarner, (1986), "ANAMET full scale anaerobic treatment experiences at three pulp and paper mills". Artículo presentado en Cost Effective Treatment of Papermill Effluents Using Anaerobic Technologies Conferences. Pira, Reino Unido.

\*\*  
Huster, R. y C.H. Moebius, (1988). Anaerobic treatment of special paper mill effluents. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 651-655.

Inove, Y. y K. Koyama (1988), Water Science and Technology.V.20, No. 11/12. 377-383.

Jennet, J.C. y M.C. Rand, (1981). Ponencia presentada en Proceedings of the Seminar/workshop, Anaerobics filters: An Energy Plus for Wastewater treatment. Howey-in-the-Hills, Fla. enero.

Jicui, H., W. Welmin y G. Xiasheng, (1988), Water Science and Technology. V.20, No. 11/12, 449-450.

Jopson, R. N., (1986), The effect of papermaking additives on anaerobic effluent treatment. Artículo presentado en Cost Effective Treatment of Papermill Effluents Using Anaerobic Technologies Conferences. Pira, Reino Unido.

Jopson, R.N., L.J. Webb y N.P. Board, (1986). Effect of papermaking additives on anaerobic effluent treatment. Artículo presentado en Cost Effective Treatment of Papermill Effluents Using Anaerobic Technologies Conferences. Pira, Reino Unido.

Kawase, M., T. Nomura y T. Majima (1989). Water Science and Technology. V21, No. 4/5. 77-86.

Kife, O.A. y P.R. Stringer, (1986), "The use of oxygen for sulphide control". Artículo presentado en Cost Effective Treatment of Papermill Effluents Using Anaerobic Technologies Conferences. Pira, Reino Unido.

Koon, J.H., G.M. Davis, K.K. Genung y W.W. Eckenfelder, (1980). Ponencia presentada en el U.S. of Energy Optimization of Water and Wastewater for Municipal and Industrial Application Conf. New Orleans, La, ANL/EES TM-96, 1, 193-197.

Langi, A. y M. Priha, (1988), Water Science and Technology. Vol. 20, No. 2. 143-152.

Lettinga, G., (1986), "Future prospects for anaerobic treatment at papermills". Artículo presentado en Cost Effective Treatment of Papermill Effluents Using Anaerobic Technologies Conferences. Pira, Reino Unido.

Li, A., D. Kothari y J.J. Corrado, (1984), Proc. 39th Industrial Wastes Conf., Purdue Univ., 627.

Malmqvist, A. y T. Welander, (1991). Anaerobic removal of chlorate from bleach effluents. Ponencia presentada en el 6<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Sao Paulo, Brasil. 213.

Mccarty, P.L., (1974). Anaerobic Processes. Conferencia Presented at the Birmingham Short Course on Desing aspects of Biological, Intl. assoc. Water Pll. Res., celebrado en Birmingham, Inglaterra.

Mickelson, P., J. Paasiurta y J. Knootinen, (1988), Wat. Sci. Tech., Vol 20, No. 2, pp 171-172.

Minami, K., Y. Tanimoto, M. Tasaki, S. Ogawa y O. Kazuo, (1988); Wat. Sci. Tech., Vol 20, No. 11/12, 451-454.

Modesto, Filho P.M., P. Amrrlynck, E-J. Nyns y H.P. Naveau, (1991). Acclimatization of a methanogenic consortium to polychlorinated compounds in a fixed film stationary bed reactor. Ponencia presentada en el 6<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Sao Paulo, Brasil. 263.

Mueller, J.A. y J.L. Mancini, (1975). Anaerobic Filter - Kinetics and application. Conferencia presentada en Proceedings of 30<sup>th</sup> Industrial Waste Conference, Lafayette, Indiana, USA. 423-447.

Nasr, F. A. y H.I. Abdel Shafy, (1988). The toxicity of heavy metal ions on anaerobic digestion. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 133-138.

Neuman, E. y P. Karas (1988), Water Science and Technology. Vol. 20, No. 2. 95-106.

Nielsen, P.H. y N. Iversen, (1988). Diffusional limitation of sulfate reduction in fixed-film reactors during anaerobic digestion. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 139-140.

Norrman, J., (1983). Anaerobic treatment of black liquor condensate from a pulp mill in an anaerobic filter and an expanded bed. Water Science and Technology. Vol. 15, No. 8/9. 247-259.

Nyns, E. J., (1985), Toxicity in anaerobic digestion. Ponencia presentada en el 4<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Guangzhou, China. 15-29.

Odegaard, H., (1988), Treatment of anaerobically pretreatment effluents. Ponencia presentada en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 225-238.

Pailthorp, R.E., G.A. Richter y J.W. Filbert, (1971). Anaerobic secondary treatment of potato process wastewater. Ponencia presentada en la 44<sup>th</sup> conference of Water Pollution Control Federation. San Francisco, Calif.

Parkin, G. F. y R.E. Speece, (1983). Attached versus suspended growth anaerobic reactors: response to toxic substance. Water Science and Technology. Vol. 15. 261-290.

Pascik, I. y H.J. Henzler, (1988). Anaerobic treatment of waste water from pulp bleaching plants with immobilized organisms. Ponencia presentada en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 491-497.

Petersen, S.P. y E.K. Ahring, (1988). Sulfate reduction rates in a thermophilic anaerobic sewage sludge digester. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 65-68.

Pichon, M., J. Rouger y E. Junet, (1988). Anaerobic Treatment of Sulfur-containing effluents. Water Science and Technology Vol. 20, No.1. 133-141.

Pichon, M., J. Rouger y E. Junet, (1988a). Anaerobic Treatment of pulp and paper effluents with high sulfur content. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 133-141.

\*\*

Plummer, A.H., J.F. Malina y W.W. Eckenfelder, (1968). Stabilization of low solids carbohydrate waste by an anaerobic filter. Ponencia presentada en el 23<sup>th</sup> Industrial Waste Conference, Purdue University, 467-473.

Puhakka, J.A., W. Kindzierski, M.M. Benjamin y J.F. Ferguson, (1985). Anaerobic degradation of a sulfur rich waste stream from the forest industry. Ponencia presentada en el 4<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Guangzhou, China. 423.

Ranalli, G., V. Andreoni, P. Bonfanti y C. Sorlini, (1991). Study on anaerobic digestion of animal slurries in four up-flow laboratory digesters packed with different materials. Ponencia presentada en el 6<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Sao Paulo, Brasil. 114.

Rayan, J. L. (1981). Ponencia presentada en Proceedings of the Seminar/workshop, Anaerobics filters: An Energy Plus for Wastewater treatment. Howey-in-the-Hills, Fla. enero.

Rekunen, S. (1986). TAMAN process and its applicability to waste waters from papermaking. Artículo presentado en Cost Effective Treatment of Papermill Effluents Using Anaerobic Technologies Conferences. Pira, Reino Unido.

Richter, G. A. y J. A. Mackie, (1971). Low cost for High Strength Waste. Informe Técnico CH2M Hill.

Rizema, A., I.W. Koster, A.L. De Vegt y G. Lettinga (1985). Modelling anaerobic treatment of sulfate containing wastewater. Ponencia presentada en el 4<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Guangzhou, China. 550.

Rongchu, Q., J.F. Ferguson y M.M. Benjamin, (1988). Sequential anaerobic and aerobic treatment of Kraft pulping wastes Water Science and Technology. Vol. 20, No. 1, 107-120.

Rosen, B. y L. Gunnarsson (1986). Treatment of mill wastewaters with anaerobic fixed bed reactors. Artículo presentado en Cost Effective Treatment of Papermill Effluents Using Anaerobic Technologies Conferences. Pira, Reino Unido.

Russo, S. L. y P. L. Poind. (1989). Water Science and Technology. Vol. 21. 121-132.

Sagfors, y B. Starck (1988), Water Science and Technology. Vol 20, No. 2, 44-58.

Salkinoja-Salonen, M. S., E.J. Nuys, P.M. Sutton, L. van den Berg y A.D. Wheatley, (1983). Starting-up of an anaerobic fixed-film reactor. Water Science and Technology. Vol. 15. No. 8/9. 305-308.

Saerner, E. (1988). The ANTRIC filter - a novel process for sulfur removal and recovery. Poster presentado en el 6<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Sao Paulo, Brasil. 889-892.

Saslowsky, J., Y. Liziard y E. Chave (1988). Anaerobic treatment of evaporator condensates in a sulfite pulp mill. Ponencia presentada en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 499-505.

Schleicher, O. y L-E Olsson (1991). Anaerobic wastewater treatment system for a NSSC pulp mill, with sulfur recovery. Poster presentado en el 6<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Sao Paulo, Brasil. 104.

SEDUE, (1988). Uso y manejo del agua en la Industria de papel y Celulosa. 15.

SEDUE, (1989). Gaceta Ecológica. Vol 1. No. 2, 4 de agosto de 1989.

SARH, (1988). Subsecretaría de Infraestructura Hidráulica. Agua y Sociedad: una historia de las obras hidráulicas en México. 14.

Sineris, F., H.F. Dias, P. R. Cordova, F. Sanchez Riera, (1982). Ponencia presentada en el Simposio: Avances en digestión Anaerobia. México, D. F.

Soto, M., R. Mendez y J.M. Lema (1991). Characterization and comparison of biomass from mesophilic and thermophilic fixed bed anaerobic digesters. Poster presentado en el 6<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Sao Paulo, Brasil. 181.

Speece, R. E., (1983). Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment environment. Water Science and Technology. Vol. 17, No. 9, 416-427A.

Speece, R. E. (1985). Toxicity in anaerobic digestion. Ponencia presentada en el 4<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Guangzhou, China. 515-528.

Stronach, S. M., T. Rodd y J. N. Pesler (1986). Biotechnology Monographs. Springer-Verlag; Berlin, Germany.

Tadman, J.M. (1973). Dow Chemical comunicación personal por Mueller y Mancini (1975). Anaerobic filter-kietics and application Conferencia presentada en Proceedings of 30<sup>th</sup> Industrial Waste Conference, Lafayette, Indiana, USA. 423-447.

Tampere, U., R. Moeller y Metzner G., (1988). Anaerobic digestion of wastewater. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 591-594.

Timur, H., E. I. Goenenc y A. M. Timur, (1988). Anaerobic treatment of raki distillation in fixed-bed reactor. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 596-598.

Vaananen, P. (1988), Control of the phosphorus level of effluent in the treatment of forest industry waste waters, Water Science and Technology. Vol. 20, No. 1, 81-86.

Van den Berg, L. y K.J. Kennedy (1983), Dairy water treatment with anaerobic stationary fixed film reactors. Water Science Technology. Vol. 15, No. 8/9, 359-368.

Van den Berg, L., K.J. Kennedy y S. Guiot (1985), The downflow fixed film and upflow blanket filter reactor. Ponencia presentada en 4<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, Guangzhou, China. 303-310.

Van Rompuk, K. y W. Verstraete (1988). The polyurethane parallel plate separator. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 777-779.

Verrier, D., B. Mortier, H.C. Dubourguier y G. Albagnac (1988). Adhesion of anaerobic bacteria to inert support and development of methanogenic biofilm. Ponencia presentada en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 51-67.

Vochten, P., D. Schowaneck y W. Verstraete (1988). Aerobic versus anaerobic waste water treatment. Ponencia presentada en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 91-103.

Vogel, P. y J. Winter, (1988). Anaerobic degradation of different wastewater streams from a sulfite pulp mill. Poster presentado en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 499-505.

Webb, L.J. (1986). Characteristics of Mill Effluents Suitable for Anaerobic Treatment. Articulo presentado en Cost Effective Treatment of Papermill Effluents Using Anaerobic Technologies Conferences, Pira, Reino Unido.

Weiland, P. y K. Wulfert, (1988). Study of different fluidized bed reactors using porous plastic material as support. Ponencia presentada en 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 147-153.

Welander, T., Å. Malmquist y P. Yu (1988). Anaerobic treatment of toxic forest industry wastewaters. Ponencia presentada en el 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Bolonia, Italia. 267-274.

Webb, L. J., (1985), "Characteristics of paperboard effluents relevant to anaerobic treatment". Water Science and Technology. Vol. 17, 29-38.

Wen Shi-Ding y Wang Tong, (1991). "Research on the treatment of Chengdu third pharmaceutical wastewater with 10 m<sup>3</sup> up-flow anaerobic filter and 4 m<sup>3</sup> aerobic filter". Poster presentado en el 6<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion, celebrado en Sao Paolo, Brasil. 111.

Wilson, A.W. y P.L. Tipany, (1973). Anaerobic contact filter for treatment of waste sulfite liquor. Ponencia presentada en 59<sup>th</sup> Annual Meeting of Canadian Pulp and Paper Association, Montreal, Quebec.

Young, J.C. y P.L. McCarty, (1967). The anaerobic filter for waste treatment. Conferencia presentada en la 22<sup>nd</sup> industrial waste conference. Purdue University, Lafayette, Indiana. 559-574.

Young, J.C. y Dahah, M.F., (1983). Effect of media design on the performance of fixed-bed anaerobic reactors. Conferencia presentada en IAWPR-specialised seminar on anaerobic treatment, Copenhagen, Dinamarca.

Young, J.C. y P.L. McCarty (1986). Anaerobic process. J. Water Pollution Control Fed. 41:R 160.

Huster, R., I. Demel y A. Geller, (1991). Closing paper mill white-water circuits by inserting an anaerobic stage with subsequent treatment. Water Science and Technology. Vol. 24, No. 3/4, 81-90.

Plan Nacional Hidráulico (PNH), (1981). anexo 2, Disponibilidad de agua y suelo. México, Comisión del Plan Nacional Hidráulico (SARH)