

91  
2ej.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES  
DE QUIMICA

TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES DEL  
PROCESAMIENTO DE CEMPASUCHIL, ESTUDIO DE  
FACTIBILIDAD

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A:  
MIGUEL ANGEL MACIEL LUNA

MEXICO, D.F.

1997

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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



A DIOS  
A MI MAMA MARTHA  
A MIS PADRES Y HERMANAS  
A CARMEN

Y A TODOS AQUELLOS QUE CONTRIBUYERON  
PARA MI FORMACION PROFESIONAL

**UN ESPECIAL AGRADECIMIENTO:**

A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

A LA DRA. CARMEN DURÁN DE BAZZU POR LAS  
FACILIDADES OTORGADAS PARA LA REALIZACIÓN DE  
ESTE TRABAJO.

AL INJ. ROBERTO S. ERIONES MENDEZ POR SU APOYO  
PARA LA REALIZACIÓN DE ESTE TRABAJO.

AL JURADO POR SUS AGINADAS APORTACIONES PARA  
EL MEJORAMIENTO DE ESTE TRABAJO.

## **CONTENIDO**

---

<b>INDICE DE TABLAS</b>	<b>VII</b>
<b>INDICE DE ILUSTRACIONES</b>	<b>IX</b>
<b>RESUMEN</b>	<b>X</b>
<b>1. INTRODUCCION</b>	<b>1</b>
1.1. Ubicación del giro industrial	1
1. Producción del cempasúchil	2
2. Ubicación de las zonas productoras	3
3. Comercio exterior de harina de cempasúchil	5
1.2. Problemática ambiental	6
1. Caracterización y descripción del efluente	6
2. Normatividad	10
1.3. Propuesta de solución	11
1.4. Objetivo	12
<b>2. FUNDAMENTACION</b>	<b>13</b>
2.1. Tratamiento de aguas residuales	13
2.2. Tratamiento de aguas residuales biodegradables	14
1. Tratamiento anaerobio	19
1.1. Reactores anaerobios	24
2. Tratamiento aerobio	26
2.1. Procesos aerobios	28
<b>3. JUSTIFICACION TECNOLOGICA</b>	<b>31</b>
3.1. Selección del reactor anaerobio	31
3.2. Selección del reactor aerobio	37

<b>3.3. Factores de diseño</b>	<b>42</b>
1. Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA o UASB)	44
2. Reactor biológico rotatorio (RBR)	50
<b>4. TREN DE TRATAMIENTO ANAEROBIO-AEROBIO</b>	<b>52</b>
<b>4.1. Evaluación técnica</b>	<b>52</b>
1. Tratamiento de las aguas residuales derivadas de la deshidratación del cempasúchil	52
1. Tratamiento anaerobio	52
2. Tratamiento aerobio	53
3. Tratamiento combinado	55
2. Características del proceso	55
3. Escalamiento de equipo	56
4. Descripción del proceso	63
<b>4.2. Evaluación económica</b>	<b>64</b>
1. Estimación de la inversión total	66
2. Estimación de ingresos	69
3. Costos inherentes	73
4. Premisas para la evaluación económica	76
5. Resultados de la evaluación económica	78
6. Análisis de sensibilidad	80
1. Resultados del análisis de sensibilidad	81
<b>6. CONCLUSIONES</b>	<b>93</b>
<b>Bibliografía</b>	<b>95</b>

## **INDICE DE TABLAS**

---

Tabla 1.1	Principales productores de cempasúchil en la República Mexicana para el año agrícola de 1994 (toneladas)	3
Tabla 1.2	Principales productores de cempasúchil forrajero en la República Mexicana para el año agrícola de 1994 (toneladas)	4
Tabla 1.3	Calidad del efluente generado individualmente por prensado y ensilado	7
Tabla 1.4	Calidad del efluente total generado	9
Tabla 1.5	Condiciones particulares de descarga (CPD) para el efluente de plantas deshidratadoras de cempasúchil	10
Tabla 2.1	Procesos de tratamiento usados para remover los principales contaminantes en el agua residual	15
Tabla 2.2	Clasificación de tratamientos de aguas residuales	16
Tabla 2.3	Principales ventajas y desventajas de los sistemas de tratamiento biológico	18
Tabla 2.4	Metales nutritivos requeridos por la biomasa anaerobia, en función de la concentración en DQO del agua	24
Tabla 2.5	Comparación de los tres sistemas de lodos activados	30
Tabla 3.1	Características del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente, RALLFA (UASB-reactor)	32

<b>Tabla 3.2</b>	<b>Aguas residuales tratadas por procesos anaerobios a escala industrial</b>	<b>35</b>
<b>Tabla 3.3</b>	<b>Estimación semicuantitativa de los costos que intervienen en los procesos anaerobios</b>	<b>36</b>
<b>Tabla 3.4</b>	<b>Características del reactor de biodiscos</b>	<b>38</b>
<b>Tabla 3.5</b>	<b>Carga orgánica para diferentes temperaturas y tipos de aguas (RALLFA con 25 kg SSV/m<sup>3</sup>, carga hidráulica no limitante)</b>	<b>46</b>
<b>Tabla 3.6</b>	<b>Distribución de puntos de alimentación para un reactor RALLFA</b>	<b>47</b>
<b>Tabla 4.1</b>	<b>Características del reactor biológico rotatorio experimental</b>	<b>54</b>
<b>Tabla 4.2</b>	<b>Usos y cantidades de biogas para aplicaciones específicas</b>	<b>58</b>
<b>Tabla 4.3</b>	<b>Dimensionamiento del reactor aerobio (RBR)</b>	<b>62</b>
<b>Tabla 4.4</b>	<b>Resultados de la evaluación económica</b>	<b>78</b>

## **INDICE DE ILUSTRACIONES**

---

Figura 1.1	Producción de cempasúchil por año agrícola	2
Figura 1.2	Gráfica de exportación e importación de harina de cempasúchil	5
Figura 1.3	Generación de efluentes líquidos dentro del proceso de deshidratación de cempasúchil	8
Figura 3.1	Esquema del reactor anaerobio RALLFA	34
Figura 3.2	Esquema del reactor aerobio RBR	39
Figura 4.1	Diagrama de bloques del sistema propuesto	60
Figura 4.2	Comparación de costos de inversión	64
Figura 4.3	Comparación de costos de operación y mantenimiento	65
Figura 4.4	Análisis de sensibilidad: Valor presente neto.	90
Figura 4.5	Análisis de sensibilidad: Tasa interna de retorno.	91
Figura 4.6	Análisis de sensibilidad: Tiempo de recuperación de la inversión.	92

## **RESUMEN**

El uso sin control de fuentes de abastecimiento de agua y la disposición de aguas residuales a diversos cuerpos de agua, ha provocado una acumulación de contaminantes, que lleva directamente a daños irreversibles en el ecosistema. Afortunadamente, la mayoría de los países responden con interés, creando leyes y normas para la prevención y control de la contaminación. Por tanto, es necesario que las aguas residuales sean tratadas antes de ser descargadas. Se han instrumentado sistemas de depuración tratando de encontrar los más rentables y sencillos de operar. En la búsqueda de soluciones viables, técnicas y económicas, este trabajo realiza una evaluación de un equipo instalado a nivel piloto para el tratamiento de aguas residuales, provenientes de la deshidratación del campesucril. El equipo consiste en un tren de tratamiento anaerobio-aerobio formado por un reactor anaerobio de lecho de todos de flujo ascendente RALLFA (UASB-reactor por su nombre en inglés) y un reactor biológico rotatorio (RBR). Con el fin de observar la factibilidad del tren de tratamiento se tomaron en cuenta dos aspectos primordiales para la aceptación de un proyecto: el técnico y el económico. La parte técnica se enfocó principalmente al sistema anaerobio, ya que es poco conocido en México. Hasta fechas muy recientes se ha iniciado la construcción de plantas anaerobias con tecnología avanzada. El efluente caracterizado fue obtenido en una planta deshidratadora, ubicada en Trimbo, Michoacán, el cual rebasa considerablemente las condiciones particulares de descarga (CPD) para

una planta deshidratadora, establecidas por SEMARNAP. Por lo que se refiere a la parte económica, se cuantificó para el nuevo activo la inversión inicial, los costos inherentes ( gastos de operación, mantenimiento, etc.) y los costos relativos al activo o de oportunidad (ahorro, respecto a la Ley Federal de Derechos de Materia del Agua, 1996 y estimación del uso de biomasa como fuente no convencional de proteína para alimento balanceado de animales). Lo anterior, con el fin de realizar una evaluación económica, que arrojará información acerca de la factibilidad del proyecto. Obteniendo para el sistema de tratamiento, con flujo de diseño de 127 m<sup>3</sup>/d, un porcentaje de remoción de materia orgánica, medida como DQO mayor al 90%, una inversión necesaria de 443.855,50 USD (enero, 1997) y una tasa interna de retorno igual a 26,81%. Un análisis de sensibilidad mostro que el proceso de depuración es rentable, considerando el ahorro que tendrían las plantas deshidratadoras por multas, aún sin considerar la venta de la biomasa como fuente de proteínas y el uso de biogás como fuente secundaria de energía, lo que da mas posibilidades de factibilidad económica al proyecto.

# 1. INTRODUCCION

## 1.1. Ubicación del giro industrial

La aceptación y comercialización de productos alimentarios depende principalmente de su coloración. Para impartir, estandarizar o resaltar colores naturales se han utilizado diversas sustancias, entre las cuales, se encuentran los carotenos y xantofilas.

Las xantofilas son compuestos, oxigenados de los carotenos y la gran ventaja que muestran es su solubilidad. Los carotenos siendo hidrocarburos son insolubles al agua; sin embargo, las hidroxi-xantofilas son altamente solubles.

En México se tiene una flor indígena que contiene pigmentos de este tipo que son altamente apreciados en la industria alimentaria, farmacéutica, avícola, etc. Esta flor es conocida como flor de muerto en el Valle de México y también nombrada con su antiguo nombre azteca de cempasúchil (alteración del nombre azteca, cempoalxochitl).

De acuerdo con la Enciclopedia Agrícola y de Conocimientos afines<sup>1</sup>, el cempasúchil conocido también como cempaxúchil, cempazúchitl, zempoalxochitl (clavel de la India, clavelón, copetes, flor de muerto, zempazúchil, tepezempoalxochitl pertenece al género *Tagetes* de la familia de las compuestas; se incluyen en él unas 20 variedades distribuidas en América, desde el norte de México hasta la República Argentina (SAPH, 1994).

De las 20 variedades de *Tagetes* citadas, la mexicana *Tagetes erecta* se cultiva en nuestro país para fines ornamentales y como materia

prima en la industria alimentaria pecuaria, particularmente avícola, aunque también se utiliza con fines medicinales; la planta llega a alcanzar un metro de altura y su flor es de color amarillo anaranjado brillante, de olor penetrante.

Industrialmente, a principios de los años sesenta, se inició el aprovechamiento de esta flor como colorante en el alimento de aves, y se identificó a la xantofila (provitamina A) como la sustancia que provee el colorante natural.

Por ser colorante natural, su uso se ha diversificado a alimentos para consumo humano, colorantes para repostería, cosméticos, etc.

En Europa, la flor es utilizada como materia prima en la fabricación de perfumes; por otra parte, investigadores canadienses han redescubierto que la sustancia alfa-tertienil que produce la planta posee una capacidad única para combatir insectos nocivos (SARH, 1994).

### 1.1.1. Producción del cempasúchil

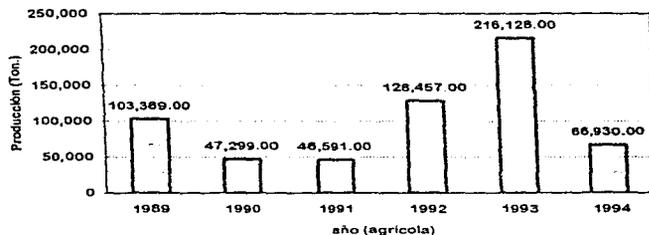


Figura. 1.1

Producción de cempasúchil por año agrícola  
(Anuario estadístico 1989 - 1994)

## Introducción

La figura 1.1 presenta la producción de compasúchil en los últimos seis años agrícolas reportados en el Anuario Estadístico de la Secretaría de Agricultura, Ganadería y Desarrollo Rural (antes SARH).

Se ha tenido relativamente poco avance en superficie cosechada, teniendo un incremento entre 1980 y 1993 de solo 18.4 por ciento. En la actualidad, con la apertura del TLC, el cultivo podría tener un futuro promisorio.

### 1.1.2. Ubicación de las zonas productoras

En nuestro país este cultivo generalmente se lleva a cabo en 14 estados, cosechándose en buena medida en el ciclo primavera-verano; en 1993 abarcó una superficie de 6,421 hectáreas cosechadas, siendo Puebla y Guanajuato las principales entidades productoras que, en conjunto ocuparon 65% del área nacional cosechada.

**Tabla. 1.1 Principales productores de compasúchil en la República Mexicana para el año agrícola de 1994 (toneladas)**  
(Anuario Estadístico 1994 - 95)

Estado	Forma de Riego	Cultivo Temporal	Total	%
Chiapas	140	---	140	1.31
Durango	232	---	232	2.16
Guanajuato	134	---	134	1.25
Jalisco	1,785	---	1,785	16.66
Edo. de México	---	16	16	0.15
Michoacán	1,820	---	1,820	17.00
Morelos	123	288	123	1.15
Oaxaca	5,672	---	5,672	52.96
Tlaxcala	500	---	500	4.66
<b>Total</b>	<b>10,406</b>	<b>304</b>	<b>10,710</b>	<b>100.00</b>

## Introducción

Los Estados de la República Mexicana en los que se cultivó el campesúchil, en época de temporal o de riego, para el año agrícola 1994 se presentan en las tablas 1.1 y 1.2.

En años anteriores los estados de Baja California Sur, Guerrero, Querétaro, San Luis Potosí, Sonora y Zacatecas, han participado en la producción.

El cultivo ha adquirido gran importancia también en el sur de Sinaloa, no sólo por la superficie sembrada, sino por el beneficio social y económico que representa, debido a la mano de obra necesaria (Tabla 1.2).

**Tabla. 1.2 Principales productores de campesúchil forrajero en la República Mexicana para el año agrícola de 1994 (toneladas)**  
(Anuario estadístico 1989 - 1994)

Estado	Forma de Riego	cultivo Temporal	Total	%
Guanajuato	6,920	---	6,920	12.31
Hidalgo	1,238	---	1,238	2.20
Michoacán	1,611	---	1,611	2.86
Puebla	1,443	10,008	11,451	20.37
Sinaloa	35,000	---	35,000	62.25
<b>Total</b>	<b>46,212</b>	<b>10,008</b>	<b>56,220</b>	<b>100.00</b>

El campesúchil generalmente se adapta en diferentes tipos de suelos, pero su mejor rendimiento se obtiene en suelos profundos, fértiles y ligeramente ácidos como es el caso de Cortazar, Villagrán y Salamanca, ésta última, principal zona productora del estado de Guanajuato.

### 1.1.3. Comercio exterior de harina de cempasúchil

La fracción arancelaria de la harina de cempasúchil es 14.04.10.01, en el apartado de materias primas de origen vegetal utilizadas para teñir.

**A. Exportación.** La harina de la flor es exportada a países como: Argentina, España, Estados Unidos, Francia, Holanda, Italia, Portugal, Alemania.

**B. Importación.** La harina de cempasúchil se importa de países como: Colombia, Chile, China, Ecuador, El Salvador, Guatemala, India, Panamá, Perú, Suiza, Tailandia.

La figura 1.2 presenta los datos de exportación e importación para la harina de cempasúchil (Anuario estadístico, 1989-1994).

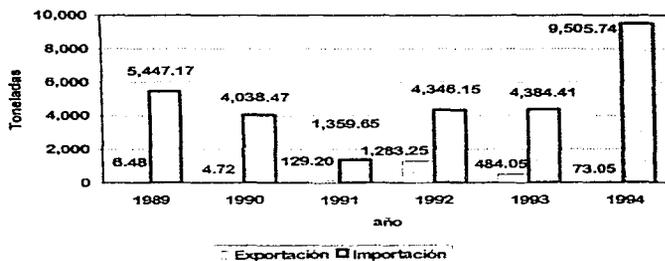


Figura 1.2  
Gráfica de exportación e importación de harina de cempasúchil  
(Anuario estadístico, 1989-1994)

## 1.2. Problemática ambiental

Para el aprovechamiento industrial del cempasúchil se cosecha y deshidrata. El producto resultante (harina de cempasúchil) es adquirido directamente por la industria avícola o enviada a un segundo proceso, esta vez de extracción, para obtener pigmentos puros y emplearlos como colorantes de la industria alimentaria o en la químico-farmacéutica.

En las plantas deshidratadoras existen dos operaciones principales: el ensilado y el prensado.

El ensilado busca eliminar parte del agua intracelular, a través de la ruptura de la pared celular, y el prensado extrae una porción adicional de agua mecánicamente. La torta obtenida antes de ser enviada a los molinos para homogeneizar su tamaño de partícula y composición, es enviada a los secadores donde se inyecta aire caliente que, por convección, la deshidrata. En las dos primeras operaciones (ensilado y prensado), se generan aguas residuales provenientes de las mismas flores con un alto contenido de material orgánico en suspensión y disuelto (tabla 1.3).

### 1.2.1. Caracterización y descripción del efluente

La caracterización se realizó para los efluentes principales (ensilado y prensado) de una planta deshidratadora comercial que tiene una alimentación diaria de 200 toneladas de flor fresca y produce 20 toneladas/día de harina (Figura 1.3).

**Efluentes principales:**

**Ensilado.** Deshidratación de la flor a partir de la descomposición anaerobia y por la compresión de esta por su propio peso.

**Prensado.** Eliminación mecánica del contenido de humedad de la flor.

De acuerdo con el balance de masa (figura 1.3), la tasa de generación de los efluentes de ensilado y prensado en el proceso son: 0.327 y 0.276 m<sup>3</sup>/Ton de flor fresca respectivamente.

Las características representativas promedio de estos efluentes se muestran en la tabla 1.3., donde se observa su carácter ácido y elevado contenido de materia orgánica.

**Tabla. 1.3 Calidad del efluente generado individualmente por prensado y ensilado (Anexo 1, p. 22).**

	Prensado	Ensilado
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	24.000	3.150
Sólidos suspendidos volátiles (mg/L)	19.700	2.900
Sólidos disueltos totales (mg/L)	23.400	36.300
Fosfatos (mg/L)	1.500	1.580
N-amoniaco (mg/L)	330	270
N- orgánico (mg/L)	830	320
Demanda química de oxígeno total (mg/L)	72.600	92.000
Demanda química de oxígeno soluble (mg/L)	48.300	51.700
Demanda bioquímica de oxígeno total (mg/L)	40.170	56.900
Demanda bioquímica de oxígeno soluble (mg/L)	28.900	29.900
Grasas y aceites (mg/L)	470	480
Coliformes totales (NMP/100 mL)	0	0
Sólidos sedimentables (mL/L)	600	0
pH	4.1	4.7

BASE: 200 TON/día DE FLOR FRESCA

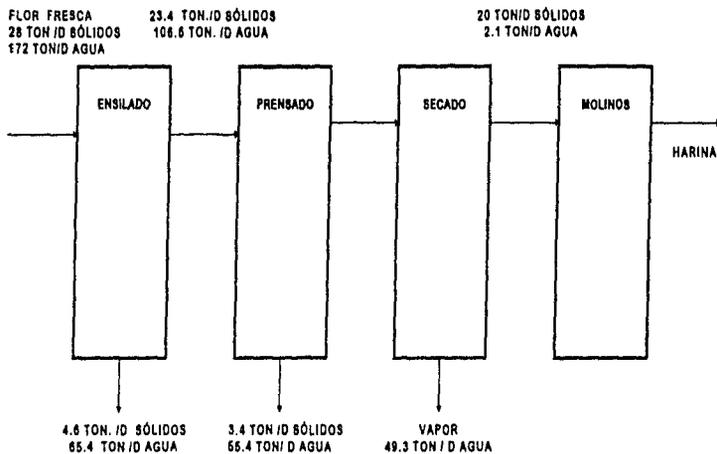


Figura. 1.3

Generación de efluentes líquidos dentro del proceso de deshidratación del camusúchil (Anónimo, 1990)

## Introducción

La calidad promedio del efluente total (ensilado + prensado) sin pasar por las fosas de sedimentación instaladas en la planta para la recuperación de sólidos se presenta en la tabla 1.4.

**Tabla. 1.4 Calidad del efluente total generado**  
(Anexo 1)

	Concentración
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	10.025
Sólidos suspendidos volátiles (mg/L)	8.400
Sólidos disueltos totales (mg/L)	32.050
Fosfatos (mg/L)	1.550
N-amoniaco (mg/L)	290
N- orgánico (mg/L)	490
Demanda química de oxígeno total (mg/L)	85.630
Demanda química de oxígeno soluble (mg/L)	50.570
Demanda bioquímica de oxígeno total (mg/L)	51.400
Demanda bioquímica de oxígeno soluble (mg/L)	29.570
Grasas y Aceites (mg/L)	480
Coliformes totales (NMP/100 mL)	0
Conductividad (µmhos/cm)	12.200
Sólidos sedimentables (mL/L)	200
pH	4.4

Al igual que el efluente generado individualmente, el total conserva su acidez y la alta concentración de materia orgánica, medida como DQO.

A pesar de la naturaleza del efluente, la conductividad y sólidos disueltos sugieren un contenido de material inorgánico, la relación de DBO<sub>5</sub>/DQOs, que es igual a 0.58, ratifica, que una porción de DQOs no es biodegradable.

## Introducción

El sistema de recuperación de sólidos suspendidos "finos", antes mencionado, consiste en una serie de fosas de sedimentación, de las cuales son retirados en forma manual las natas y sólidos sedimentados para su reintegración al proceso en la etapa de secada.

En esta etapa del proceso se recuperan en promedio 200 kg/d (base seca) de "finos" en forma de sólidos suspendidos totales.

### 1.2.2. Normatividad

**Tabla. 1.6** Condiciones particulares de descarga (CPD) para el efluente de una planta deshidratadora (Anónimo, 1992)

	CPD*	Efluente
Demanda bioquímica de oxígeno (mg/L)	350	51,400
Demanda química de oxígeno (mg/L)	400	85,630
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	350	10,025
Sólidos sedimentables (mL/L)	1	200
Grasas y aceites (mg/L)	15	480
Fosfatos totales (mg/L)	10	1,550
Nitrogeno organico (mg/L)	3	490
pH	6-9	4.4
Temperatura (°C)	30	---
Material flotante (> 3mm?)	0	---
Conductividad (µmhos/cm)	2000	12,200
Coliformes totales (NPM/100 mL)	20000	0.0
Color (unidades PT - Co)	100	---

\* Referido al valor máximo permisible en muestras individuales según Oficio No. 410, 2437 del 18 de junio de 1986, Amavuca Morelos.

## Introducción

La integración de aspectos de prevención y control de la contaminación para las plantas deshidratadoras en operación promueve la búsqueda de una tecnología apropiada para el manejo y control de la descarga de los efluentes líquidos generados en el proceso.

De cuatro plantas deshidratadoras de flor estudiadas, únicamente la localizada en Amayuca, Morelos cuenta con condiciones particulares de descarga (CPD) fijadas en junio de 1986 por SEDESOL (anteriormente SEDUE y ahora SEMARNAP, Secretaría de Medio Ambiente, Recursos Naturales y Pesca).

En vista de la similitud de los procesos de deshidratación utilizados en el resto de las plantas, se pronostica que se fijarán valores límites muy semejantes (Tabla 1.5).

### 1.3. Propuesta de solución

Para aguas con compuestos biodegradables, como las de cempasúchil, el tratamiento biológico es una alternativa viable, debido a los bajos costos de funcionamiento y a la efectividad de los sistemas (Durán de Bazúa y col., 1994).

Dicho lo anterior, y con ayuda de la relación de biodegradabilidad DBO/DQO, anteriormente calculada, indica la posibilidad de llevar a cabo un tratamiento biológico.

Debido a la alta concentración de materia orgánica, este proyecto se enfocó al tratamiento del efluente en forma anaerobia-aerobia, la estrategia fue arrancar un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente o RALLFA (UASB-reactor) y un reactor aerobio

## **Introducción**

de discos rotatorios, llamado también reactor biológico rotatorio (RBR); este último, alimentado con aguas residuales diluidas para simular un postratamiento, para después conectarlos en serie.

Este trabajo involucra la evaluación técnico-económica del proyecto, como una parte de esta estrategia global, con el fin de cuantificar la factibilidad que tendría la instalación del tren de tratamiento biológico propuesto para las plantas deshidratadoras del campesúchil.

### **1.4. Objetivo**

Evaluar la factibilidad técnico-económica que tendría la instalación de una planta de tratamiento de aguas residuales provenientes de la producción de harina de campesúchil, utilizando un tren de tratamiento integrado secuencialmente por un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA) y un reactor biológico rotatorio (RBR).

## 2. FUNDAMENTACION

### 2.1. Tratamiento de aguas residuales

El tratamiento requerido para un agua residual depende principalmente de los requerimientos de descarga del efluente.

Para realizar el tratamiento de aguas residuales existen dos familias de procesos: fisicoquímicos y biológicos. Por razones técnicas y económicas, los primeros son aplicados en aguas con contaminantes inorgánicos o con materia orgánica no biodegradable; en cambio los segundos se utilizan cuando existe materia orgánica biodegradable.

Se han desarrollado muchos sistemas de tratamiento, compuestos por operaciones y equipos ordenados de la manera más eficiente respecto al flujo del agua a depurar (Tabla 2.1).

Existe otra clasificación convencional para el tratamiento de aguas residuales: primario, secundario y terciario. Esta clasificación es práctica debido a que en muchos casos los sistemas de tratamiento requieren la combinación de operaciones fisicoquímicas y biológicas (Tabla 2.2).

El tratamiento primario siempre es físico y/o fisicoquímico. Con él se busca la remoción de sólidos suspendidos y material flotante que puedan interferir en las operaciones subsiguientes.

El secundario es de tipo biológico y tiene como objetivo la remoción de material orgánico biodegradable disuelto y suspendido en el agua residual.

## Fundamentación

Y el terciario, puede ser de ambos tipos, aunque predominan los fisicoquímicos. Aquí se busca pulir el efluente, por medio de operaciones biológicas o fisicoquímicas.

El tratamiento biológico es viable cuando se aplica a aguas residuales provenientes del tratamiento primario ricas en materia orgánica disuelta o coloidal capaz de incrementar el nivel de nutrimentos en un cuerpo de agua receptor, de tal manera que el balance de las poblaciones de especies residentes sea alterado.

Para el caso en estudio, el tratamiento primario está formado por fajas de sedimentación donde las natas y sólidos suspendidos son recuperados para su reintegración al proceso y el tratamiento secundario consistirá en el tren de tratamiento biológico anaerobio-aerobio propuesto.

## 2.2. Tratamiento de aguas residuales biodegradables

El tratamiento en los procesos biológicos se lleva a cabo cuando la materia orgánica contaminante es utilizada por los microorganismos presentes en el equipo de tratamiento (tanques, reactores, etc.) para su metabolismo transformándola en gases, nuevas células y sólidos orgánicos más estables, que puedan separarse por métodos físicos o mecánicos.

La capacidad de tratamiento de reactores biológicos está dada por la cantidad de biomasa activa que puede retener el sistema y por el eficiente contacto que se establezca entre el lodo y el agua residual.

**Tabla. 2.1** Procesos de tratamiento usados para remover los principales contaminantes en el agua residual (Briñez et al. 1993)

Contaminante	Operación	Clasificación	
Metales pesados	Precipitación química	Químico	
	Intercambio iónico	Químico	
Nutrientes: - Fósforo	Coagulación /Sedimentación	Químico/Físico	
	Remoción bioquímica	Biológico/Químico	
	- Nitrógeno	Nitrificación y desnitrificación con biomasa suspendida.	Biológico
		Nitrificación y desnitrificación con biomasa fija.	Biológico
	Arrastre con amoníaco	Químico/Físico	
Intercambio iónico	Químico		
Orgánicos biodegradables	Lodos activados	Biológico	
	Filtro percolador	Biológico	
	Discos biológicos rotatorios	Biológico	
	Lagunas aireadas	Biológico	
	Lagunas de oxidación	Biológico	
	Filtración en arena	Físico	
Orgánicos refractarios	Adsorción con carbón activado	Físico	
	Ozonación	Químico	
Patógenos	Cloración	Químico	
	Ozonación	Químico	
Sólidos suspendidos	Cribado	Físico	
Inmisibles	Sedimentación	Físico	
	Flotación	Físico	
	Coagulación/Sedimentación	Físico/Químico	

Tabla. 2.2 Clasificación de tratamientos de aguas residuales

Tratamiento	Operaciones
- Primario	Cribado Sedimentación Flotación Separación de aceites Homogeneización Neutralización
- Secundario (aerobio, anaerobio)	Lodos activados Lagunas Digestores Procesos de biopelícula Reactores empacados Reactores fluidificados Reactores de lecho de lodos
- Terciario	Microfiltrado Coagulación Adsorción Intercambio iónico Ósmosis inversa Electrodialisis Desinfección

Un tratamiento biológico puede considerarse como secundario o terciario. Como secundario su objetivo es la remoción de materia orgánica y como tratamiento terciario, es la remoción de sustancias como: fosfatos y nitratos.

Los procesos biológicos utilizados en el tratamiento de aguas residuales se dividen en dos grandes grupos: aerobios (en presencia de

## Fundamentación

oxígeno) y anaerobios (sin oxígeno). El balance energético para cada grupo es muy distinto.

Estos procesos son muy diferentes entre sí, tanto en su microbiología como en sus aplicaciones, ingeniería y control.

En ambos casos los microorganismos pueden agruparse en flóculos o fijarse en soportes inertes formando biopelículas activas.

Los sistemas biológicos tienen complejas poblaciones de microorganismos mezcladas e interrelacionadas, su curva de crecimiento depende de las condiciones del sistema (pH, temperatura, aireación o anaerobiosis y disposición de nutrientes).

En los dos tipos de tratamiento biológico, dado que los microorganismos son los agentes responsables de llevar a cabo el proceso biológico, determinaran el tipo de aplicación, así como sus ventajas y desventajas. Por lo tanto, la materia orgánica contaminante cuantificada como demanda química de oxígeno (DQO) o como demanda bioquímica de oxígeno (DBO), será transformada en diversos productos dependiendo del metabolismo aerobio o anaerobio. En general una bacteria anaerobia utilizará el 10% de la energía contenida en su alimento o sustrato para funciones de reproducción y el 90% restante lo transformará en biogas. Por otra parte, la bacteria aerobia empleará de un 60 a 65% de la energía del sustrato para su reproducción, mientras que la restante será disipada en forma de calor.

Para las aguas residuales industriales biodegradables de mediana y alta concentración de materia orgánica superior a 5 g/L en DQO, el tratamiento anaerobio ofrece claras ventajas económicas (Eckenfelder et al., 1988).

**Tabla. 2.3 Principales ventajas y desventajas de los sistemas de tratamiento biológico.** (Bogner et al., 1993)

Proceso	Ventajas	Desventajas
- Aerobio	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alta eficiencia en la remoción de materia orgánica.</li> <li>• Proceso estable</li> <li>• Velocidad de reacción elevada.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Inadecuado para alto contenido de materia orgánica (<math>&gt;10.000\text{mgDQO/L}</math>).</li> <li>• No soporta largos periodos sin alimentación (max. 3 d).</li> <li>• Produce 10 veces más lodo.</li> <li>• Costo energético</li> </ul>
- Anaerobio	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Aplicación con alto contenido de materia orgánica.</li> <li>• Menor producción de lodos.</li> <li>• Soporta periodos largos sin alimentación</li> <li>• Obtención de metano.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Baja velocidad de reacción.</li> <li>• Complejidad en el sistema de distribución.</li> <li>• Difícil control</li> <li>• Dificultad en la construcción.</li> <li>• Efluente con alto contenido de amonio.</li> <li>• El efluente requiere de un postratamiento.</li> <li>• Lentitud de respuesta al arranque, así como a las variaciones en la alimentación.</li> <li>• Malos olores.</li> </ul>

## Fundamentación

Las cargas orgánicas que pueden recibir los reactores anaerobios fluctúan entre 10 y 20  $\text{kg DQO/m}^3\text{d}$ , mientras que los aerobios manejan cargas 10 veces menores.

La aplicación de un postratamiento para los efluentes del tratamiento anaerobio dependerá de las condiciones particulares de descarga; generalmente, este paso será aerobio, ya que resulta un proceso combinado altamente eficiente en la remoción de contaminantes, autosuficiente energéticamente y con costos de inversión, operación y mantenimiento menores que los costos de un proceso totalmente aerobio.

Otra ventaja que muestran los reactores anaerobios con respecto al aerobio es el ahorro energético. La vía anaerobia no requiere de una aireación y el metano producido ( $0.2$  a  $0.3 \text{ m}^3 \text{ CH}_4$  a TPN por kg de  $\text{DQO}_{\text{removido}}$ ) tiene un gran valor energético ( $13,256 \text{ kcal/kg}$ ).

A continuación se muestran los fundamentos, tipos de reactor, factores de diseño para los dos tipos de tratamiento.

### 2.2.1. Tratamiento anaerobio

La materia orgánica degradada en forma anaerobia será transformada a metano y bióxido de carbono, por medio de seis procesos de conversión: Hidrólisis de biopolímeros (proteínas, carbohidratos y lípidos); fermentación de aminoácidos y lípidos,  $\beta$ -oxidación de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes, oxidación de productos intermedios, como ácidos volátiles (excepto acetato), conversión de acetato a metano y conversión de hidrógeno a metano (Gujer y Zehnder, 1983).

## Fundamentación

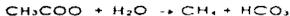
El proceso se lleva a cabo de la siguiente forma: Las bacterias no pueden alimentarse de la materia orgánica particulada, por lo que los biopolímeros son hidrolizados por enzimas extracelulares a compuestos más simples como azúcares, aminoácidos y ácidos grasos. Estos a su vez son utilizados como sustrato para organismos que fermentan (azúcares y aminoácidos) y por oxidadores anaerobios. Los productos de las reacciones son el acetato, hidrógeno, biomasa y productos intermedios como el propionato y butirato. Estos últimos son degradados hasta acetato e hidrógeno por bacterias conocidas como OHPA por sus siglas en inglés (bacterias acetogénicas obligadas de hidrógeno).

Los dos productos finales, acetato e hidrógeno, son el sustrato verdadero de las bacterias metanogénicas, que se dividen en dos grupos tróficos:

1. Bacterias metanogénicas hidrogenofílicas que utilizan hidrógeno para reducir el  $\text{CO}_2$  en  $\text{CH}_4$ .



2. Bacterias metanogénicas acetoclasticas, que transforman el acetato en  $\text{CH}_4$ :



éstas contribuyen con el 70% de la producción de metano.

Existen factores importantes dentro de la degradación que pueden determinar la eficiencia de la digestión e tratamiento anaerobio. Uno, es la dependencia de los oxidantes anaerobios y oxidantes  $\beta$ -anaerobios sobre las bacterias hidrogenofílicas. Estas últimas se encargan de consumir el hidrógeno producido por las OHPA, manteniendo la presión

parcial del gas propiciando las condiciones termodinámicas necesarias para la conversión de los ácidos grasos volátiles, ya que la reacción es inhibida por presiones parciales elevadas de  $H_2$ . Este tipo de relación entre dos especies se llama simtrofia.

Otro paso importante en el proceso de digestión o tratamiento anaerobio es el equilibrio entre la oxidación del propionato, descarboxilación del acetato y oxidación del hidrógeno. Las condiciones óptimas para las tres reacciones son muy estrictas y controladas por la concentración de propionato, acetato e hidrógeno libre. En un digestor estable las concentraciones de acetato y propionato oscilan entre  $10^{-4}$  y  $10^{-3}$  mol con presiones parciales de hidrógeno inferiores a  $10^{-4}$  atm. presión necesaria para que la degradación del propionato ocurra y la digestión pueda llevarse a cabo.

Otras bacterias presentes en la digestión, en especial, con presencia de sulfatos, son las sulfurreductoras, las cuales son capaces de reducir sulfatos a sulfuros y consumir el acético o utilizar el hidrógeno. Por lo tanto, una alta concentración de sulfatos podría desplazar a la metanogénesis.

Existen factores ambientales involucrados en la digestión que permiten un buen crecimiento de biomasa y, como consecuencia, una mayor eficiencia en la remoción de materia orgánica. La principal ventaja de triplicar dichos factores, es el poder evitar fallas en el proceso y tomar medidas correctivas cuando se requiera.

**Temperatura.** Este factor influye de manera importante en la digestión, puesto que se manifiestan cambios en las constantes de

## Fundamentación

equilibrio químico, en la actividad biológica y define a las especies predominantes.

Cuando se ven afectadas las constantes de equilibrio químico, existen desplazamientos en los valores de parámetros como: alcalinidad, pH, precipitaciones o redisoluciones de compuestos inorgánicos, cambios en la composición del gas por efecto de la solubilidad, etc.

El aumento de temperatura en periodos cortos hace que la actividad microbiana se incremente. Sin embargo, para periodos largos, el aumento de temperatura reduce el número de microorganismos e incluso pueden llegar a desaparecer especies microbianas completas.

La temperatura define las especies predominantes. Todas, sean termófilas (50-65°C), mesófilas (20-40°C) o psicófilas (6-20°C), tienen intervalos de temperatura óptima de crecimiento y de actividad; para las bacterias metanogénicas mesófilicas es de 35°C.

**pH.** La digestión puede llevarse a cabo entre 6.2 - 7.8, siendo el óptimo 7.0-7.2. Fuera de este intervalo la digestión es ineficiente. A pH de 6.2 las bacterias metanogénicas son afectadas.

Con este factor se relacionan formas no ionizadas de compuestos tóxicos para la digestión, como, el amoníaco, el ácido sulfhídrico y los ácidos grasos volátiles. El control de estos compuestos es importante porque pueden atravesar la pared celular de las bacterias metanogénicas.

**Amoníaco.** Las siguientes condiciones son consideradas inhibitorias para la metanogénesis: (1) A pH neutro y a una concentración de 200-300 mg/L de nitrógeno amoniacal no disociado ( $\text{NH}_3$ ); (2) Concentraciones de

## Fundamentación

1500-3000 mg/L de  $\text{NH}_4^+$  a pH alcalino, y (3) Concentraciones por arriba de 3000 mg/L resultan ser fuertemente inhibitorias, independientemente del pH.

**Ácido sulfhídrico.** Este compuesto es común en los sistemas de tratamiento anaerobio. En forma no disociada es muy tóxico para los microorganismos metanogénicos. Concentraciones de 100 mg/L inhiben la producción de metano; arriba de 200 mg/L son inhibitorias para la digestión, de 26-322 mg/L inhibe a las bacterias acetoclásticas y con 64 - 96 mg/L a las bacterias hidrogenofílicas.

**Ácidos grasos volátiles.** Altas concentraciones de ácidos grasos volátiles (AGV), productos de la fermentación, pueden ser el resultado de una sobrecarga en la alimentación o una inhibición de la metanogénesis.

Estos compuestos provocan una alteración en la capacidad amortiguadora del sistema y acidifican el reactor, provocando el fallo del proceso. La concentración a condiciones normales en el efluente debe ser muy baja o inapreciable, inferior a 100 mg/L.

La relación de alcalinidades ( $\alpha$ ) es usada como indicadora de estabilidad: una relación superior a 0.3-0.4 indica un fallo inminente. Con esta relación  $\alpha = (\text{alc. } 4.3 - \text{alc. } 5.75) / \text{alc. } 4.3$ , se tiene un método confiable para determinar la verdadera capacidad amortiguadora de un proceso anaerobio.

**Nutrimientos.** La digestión, requiere además de la fuente de carbono, nutrimentos inorgánicos esenciales para el óptimo desarrollo de las bacterias y la síntesis de nueva biomasa. Los nutrimentos para los

## Fundamentación

microorganismos no sólo se refieren a la necesidad de nitrógeno, fósforo y azufre, sino también, a la presencia de elementos como Ca, K, Mg, Fe, Ni, Co, Mo, Zn, Mn y Cu.

Se ha encontrado una relación de DQO:N:P:S igual a 400:5:1:0.2.

Un pequeño aumento en la concentración de los iones metálicos puede ser tóxica. Los metales pesados en estado soluble generalmente son más tóxicos que las formas insolubles (Stronach et al., 1986).

A valores de pH bajos se solubiliza una gran cantidad de precipitados de metales pesados formados por los sulfuros. Por tanto este factor está relacionado directamente con el ion sulfuro en el reactor. En caso de requerir adición externa de nutrientes metálicos, la concentración de sulfatos en el agua debe tomarse en cuenta, porque pueden precipitar los cationes, limitando su disponibilidad (Tabla 2.4).

**Tabla 2.4 Metales nutritivos requeridos por la biomasa anaerobia, en función de la concentración en DQO del agua (Weiland y Rozzi, 1991)**

Elemento	Concentraciones del metal (mg/L)	
	a 10 g DQO/L	a 50 g DQO/L
Fe	0.5-20	3-100
Ni	0.05-3	0.3 - 15
Co	0.05 - 2	0.3 -10
Mo	0.01 - 0.05	0.05 -0.2

### 2.2.1.1. Reactores anaerobios

La digestión se consideraba un proceso inestable y problemático. A pesar de sus múltiples ventajas se aplicaba solamente a lodos producidos por vía aerobia. Sus ventajas justificaron la investigación, para

## Fundamentación

desarrollar reactores que permitieran incrementar la biomasa activa y separar el tiempo de retención celular del tiempo de residencia hidráulica.

La evolución de los procesos anaerobios se puede dividir en tres generaciones:

**A. Procesos con biomasa suspendida (1a. Generación).** Son los procesos donde la biomasa se encuentra en suspensión o sedimentada sin recirculación de sólidos. Para el tipo completamente agitado el cociente TRC/TRH (Tiempo de retención celular/Tiempo de residencia hidráulica) es igual a 1.

Entre los reactores de la 1ª generación, se encuentran la fosa séptica y el tanque Imhoff, en donde las condiciones anaerobias no siempre se cumplen. El uso de este tipo de reactores se ha limitado a tratar aguas de desechos residenciales, con un tiempo de residencia de 4 hasta más de 300 días, dependiendo del destino final del efluente.

Los lagunas anaerobias, así como los digestores convencionales y los completamente mezclados se encuentran en esta generación, su tiempo de residencia es de 1.2 a 160 días (5 días mínimo, como valor recomendado).

La variante de adicionar un sedimentador y la recirculación de lodos, aumenta la relación TRC/TRH y constituye la transición entre la primera y segunda generación.

**B. Procesos con biomasa fija (2a. Generación).** En los reactores de 2ª generación, los microorganismos son retenidos en el reactor, ya sea por un soporte o por sedimentación. La primera versión es el reactor

**empacado;** después se desarrolló el **reactor tubular de película fija**, con la variante de un soporte tubular.

Lettinga et al. (1980) desarrollaron el sistema denominado por ellos **UASB** (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) con película fija pero sin soporte, implicando un ahorro importante por costo de empaque. Su funcionamiento se basa en una buena sedimentación y actividad de la biomasa producida, la cual forma gránulos dentro del reactor. El punto débil del proceso consiste en la lentitud en la que se forman los gránulos, pero la solución consiste en inocular con lechos granulares. Las cargas orgánicas alimentadas a este sistema pueden ser hasta de 40 kg DQO/m<sup>3</sup> día.

**C. Procesos con biomasa expandida o fluidificada (3a. Generación).** Los reactores de tercera generación se encuentran a nivel de desarrollo, aunque ya existen instalaciones a escala industrial. Son también de película fija, pero el soporte es lo suficientemente pequeño y ligero para que pueda ser fluidificado con la recirculación del effluente.

El sistema requiere de energía para la recirculación y fluidificación del lecho, además su operación y arranque son muy delicados. Las cargas aplicadas sobrepasan los 40 kgDQO/m<sup>3</sup> día.

### **2.2.2. Tratamiento aerobio**

Como ya se mencionó una de las desventajas de los sistemas anaerobios es que el effluente requiere de un postratamiento. Generalmente, en este paso son utilizados los sistemas de tratamiento aerobio.

## Fundamentación

Los sistemas aerobios para el tratamiento de aguas residuales están bien desarrollados. La experiencia acumulada y las altas eficiencias en la remoción de la materia orgánica son algunas de las razones principales para su aceptación. Existen ciertos inconvenientes en el uso del sistema aerobio, pero son aceptados ante la confiabilidad de la tecnología.

La materia orgánica degradada en forma aerobia es transformada a bióxido de carbono, agua, nitratos, sulfatos y otros metabolitos, por medio de reacciones de biooxidación.

La facilidad de oxidación de la materia orgánica disminuye a medida que la complejidad de los compuestos aumenta.

- Oxidación de materia orgánica



- Síntesis de materia celular



- Oxidación de materia celular



Los procesos aerobios son bioquímicamente eficientes y rápidos, generan productos secundarios químicamente simples y altamente oxidados.

Al igual que el tratamiento por vía anaerobia, existen factores que afectan la eficiencia del proceso aerobio como: pH, temperatura, transferencia de oxígeno, etc.

### 2.2.2.1. Procesos aerobios

Existe un gran número de procesos aerobios que, en general, pueden agruparse en tres grandes grupos:

- A. Procesos de tipo extensivo
- B. Procesos de biomasa en suspensión o flóculos
- C. Procesos de biopelícula

**A. Procesos de tipo extensivo.** Son los más simples en este tipo de tratamiento, dentro de los cuales se encuentran las lagunas de estabilización, depósitos naturales o artificiales de tierra abiertos en contacto con el sol y aire, donde se lleva a cabo la biodegradación de la materia orgánica mediante la actividad metabólica de bacterias y algas.

Como criterios generales de diseño pueden considerarse de 6 a 8 m<sup>2</sup> por habitante, con tiempos de residencia entre 40-60 días, logrando una remoción de DBO soluble de 95%.

Las lagunas pueden clasificarse en: **Lagunas aerobias o fotosintéticas**, **lagunas facultativas** (se desarrolla un medio aerobio-anaerobio), **lagunas aireadas** (aireación mecánica) y **lagunas de maduración o pulido**.

Este último tipo de lagunas se utiliza cuando el efluente del tratamiento terciario lo requiera; su objetivo es la remoción de detergentes, nitratos, fosfatos, metales pesados y partículas radioactivas por medio de algas y plantas acuáticas selectivas.

La principal ventaja en estos procesos es su economía con respecto a los otros procesos, pero el efluente contiene microalgas que

## Fundamentación

le dan color y una cierta concentración de sólidos suspendidos volátiles. La filtración por arena puede ser empleada para mejorar la calidad del efluente. Además, requieren de grandes extensiones de terreno y la seguridad de que son impermeables para evitar lixiviaciones.

**a. Procesos de biomasa en suspensión.** A diferencia de los sistemas de biopelícula, en los sistemas floculados los microorganismos se distribuyen homogéneamente, lo que convierte al reactor en forma ideal en reactor homogéneo. El ejemplo clásico es el sistema conocido como **"lodos activados"**.

Su versatilidad y criterios de diseño bien definidos lo ha llevado a ser el sistema preferido para el tratamiento de aguas municipales.

En estos sistemas, el agua residual permanece bajo un flujo turbulento durante un tiempo de residencia hidráulica (TRH) adecuado para la degradación de la materia orgánica. Posteriormente, el efluente se envía a un sedimentador en donde se separa el agua de los lodos, parte de los lodos sedimentados y maduros deben eliminarse (estabilizándolos previamente) y el restante es recirculado para mantener una concentración óptima de lodos.

Una de las ventajas, es la obtención de un efluente final claro, estable en putrefacción e inodoro.

La desventaja principal es el manejo de un mayor volumen de lodos a comparación de otros procesos, también lo es el alto costo de operación debido a la aireación.

## Fundamentación

Entre las variantes de los lodos activados, las más empleadas son la convencional, de flujo pistón, completamente mezclada y con aireación extendida.

Tabla 2.5 Comparación de los sistemas de lodos activados

Lodos activados:	Flujo pistón	Completamente mezclada	Aireación extendida
TRH, horas	4-8	4-8	16-36
TRC, días	5-15	5-15	20-30
% remoción DBO <sub>5</sub>	85-95	85-95	75-95
% tasa de recirculación	30-100	50-150	50-300

c. **Procesos de biopelícula.** La ventaja fundamental que presentan estos sistemas es el aumento en el tiempo de retención celular sin recurrir a la recirculación de la biomasa, obteniendo lodos con buena sedimentación.

Por otra parte, la concentración de biomasa dentro del reactor se incrementa en forma considerable.

Existen diferentes tipos de reactores como: Lechos de contacto, filtros percoladores, reactores de biodiscos o cilindros, reactores de lecho fluidificado y muchas otras variaciones.

Actualmente, son los filtros percoladores y los biodiscos, los más utilizados.

Por lo que respecta al sistema de biodiscos, puede alcanzar eficiencias del 90 al 95% en remoción de DBO<sub>5</sub> en suspensión.

### **3. JUSTIFICACION TECNOLOGICA**

#### **3.1. Selección del reactor anaerobio**

La tecnología anaerobia ha alcanzado una sólida madurez y confiabilidad. Las tendencias muestran que los procesos anaerobios serán ampliamente seleccionados para el tratamiento de aguas. La biotecnología para el tratamiento de aguas residuales señala a los reactores anaerobios de segunda generación como alternativa atractiva de tratamiento, ya que los sistemas de primera generación requieren grandes volúmenes de contenedores y no tienen eficiencias aceptables y los de tercera generación se encuentran todavía a nivel de desarrollo.

De los reactores comerciales (reactor UASB, el filtro anaerobio o reactor empacado, reactor de contacto anaerobio y el lecho fluidificado) para el tratamiento anaerobio de aguas residuales, el reactor UASB es el que más se ha aplicado y el que parece ser más atractivo, ya que soporta altas cargas orgánicas y requiere menor inversión al no necesitar material de soporte para la fijación de la biopelícula.

El funcionamiento del reactor UASB se basa en la capacidad de sedimentación de la biomasa producida dentro del reactor. La biomasa se aglomera en forma de granos de 1 a 6 mm de diámetro y presenta alta actividad metanogénica, lo que explica la eficiencia del reactor.

Este tipo de reactor es de flujo ascendente y cuenta en su parte superior con un sistema de separación gas-líquido-sólido cuya función es

### Justificación tecnológica

evitar la salida de sólidos suspendidos en el efluente y favorecer la evacuación del gas producido (Figura 3.1).

El éxito de este proceso se debe a la constitución del lodo en pequeñas partículas muy activas y densas que evitan el taponamiento y los costos elevados del empaque. Sin embargo, si el agua residual no favorece la granulación el proceso no es aplicable.

**Tabla. 3.1 Características del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente, RALLFA (UASB-reactor)** Novato 1975

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"><li>• Soporta altas cargas .</li><li>• Bajo requerimiento de energía.</li><li>• No necesita medio de soporte</li><li>• Construcción relativamente simple</li><li>• Con inóculo apropiado puede arrancar de forma inmediata.</li><li>• Aplicable a pequeña y gran escala</li><li>• Operación relativamente simple</li><li>• Proceso ampliamente probado</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>• La granulación es lenta y no controlable</li><li>• No todas las aguas favorecen la granulación.</li><li>• Requerimientos de inóculo con determinadas características.</li><li>• Sensible a sólidos suspendidos y a grasas y aceites en el efluente.</li><li>• Sensible a aguas que forman precipitados.</li><li>• Riesgo de flotación de los granos durante arranques</li></ul>

Existen varias razones para que las bacterias formen agregados:

- Ordenación de poblaciones heterogéneas en forma de asociaciones multicelulares.

### Justificación tecnológica

- Se facilitan las relaciones simbióticas entre organismos adyacentes.

- Protección a las células de depredadores.

- Se minimiza la distancia de difusión para intermediarios de fermentación y así conservan cada fracción de energía disponible.

- Si la solución en donde se encuentra suspendido el grano es desfavorable para su crecimiento, puede crearse un microambiente más favorable dentro del agregado, de modo que sea posible el metabolismo.

La granulación se ve afectada por diversos factores como: composición del agua residual, condiciones de operación del reactor y estructura de la población bacteriana en los lodos de semilla.

Las aguas residuales se tornan cada vez más complejas, los diferentes procesos pueden mostrarse inadecuados para ciertas características como: sólidos suspendidos, grasas, aceites y formación de precipitados.

El reactor de contacto anaerobio es el más adecuado para tratar aguas con sólidos suspendidos y que formen precipitados, ya que la condición de mezclado impide la acumulación.

El lecho empacado y el reactor UASB pueden operar con sólidos suspendidos pero biodegradables, ya que podrán ser hidrolizados y metabolizados.

En presencia de sólidos suspendidos inertes el reactor empacado tendrá mayores problemas de acumulación y taponamiento, en cambio

en el reactor UASB existirá acumulamiento, pero siendo las purgas de lodo más sencillas para este equipo, tendrá menores problemas.

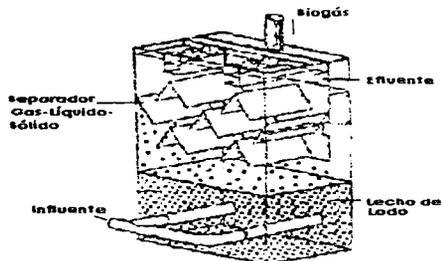


Figura. 3.1 Esquema del reactor anaeróbico UASB o RALLFA

En el reactor UASB es muy importante que los sólidos suspendidos, ya sean biodegradables o inertes, no modifiquen la densidad de la cama, ni interfieran en la formación del grano. Al presentarse alguno de estos inconvenientes el reactor reducirá la actividad del lodo y el lecho estará formado por la biomasa y por sólidos acumulados.

Las grasas y aceites son compuestos de difícil degradación biológica, sus características fisicoquímicas hacen que formen natas y flóculos poco densos que perturban al sistema. El reactor UASB es el más sensible a estos compuestos, la cama de lodo se ve modificada en sus características de textura y densidad, provocando flotación de

### Justificación tecnológica

aglomerados, incrementando la resistencia a la transferencia de masa e inactivando al lodo.

A continuación se presenta en la tabla 3.2 algunos ejemplos de las aplicaciones a nivel industrial de los reactores anaerobios.

**Tabla 3.2 Aguas residuales tratadas por procesos anaerobios a escala industrial (Zhang, 1997)**

Agua residual	Contacto anaerobio	UASB	Filtro anaerobio	Lecho fluidificado
Destilería de alcohol	x	x	x	x
Azúcar		x		
Cervecería		x		x
Celulosa	x			
Química		x	x	
Ácido cítrico	x	x		
Confitería		x		
Aguas domésticas		x	x	x
Enzimas			x	
Carnes	x	x		
Lechera	x	x	x	
Ácidos orgánicos		x	x	
Pulpa de papel		x		
Farmacéutica	x	x		
Refrescos		x	x	x
Almidón		x	x	
Vegetales			x	
Levaduras	x	x	x	

Las aguas que forman precipitados provocarán taponamientos e incrustaciones en tanques y tuberías. El reactor de contacto anaerobio es el más apropiado para este tipo de desecho.

### Justificación tecnológica

El hecho de que el agua residual presente alguno de los contaminantes antes mencionados, no descarta el uso de ciertos procesos. Los pretratamientos pueden ser aplicados para adecuar el agua a los requerimientos de una tecnología si la economía del sistema lo justifica.

Un agua altamente biodegradable como la obtenida de la deshidratación del campesúchil con contaminantes en forma soluble, puede ser tratada con cualquiera de los cuatro procesos comerciales mencionados. La decisión se basará fundamentalmente en consideraciones económicas (Tabla 3.3).

**Tabla 3.3 Estimación semicuantitativa de los costos que intervienen en los procesos anaerobios (Novato, 1993)**

	Reactor y empaque	Tanques asoc.	Equipo	Instrumentación	Área requerida	Total
Ponderación	(x 10)	(x 10)	(x 1)	(x 1)		
Contacto anaerobio	4	2	3	2	+++	65
UASB/RALLFA	2	0.5 <sup>a</sup>	0(1) <sup>a</sup>	1	++	21
Filtro anaerobio	4(3) <sup>a</sup>	0(1) <sup>a</sup>	0(1) <sup>a</sup>	1	++	41
Lecho fluidificado	2(1) <sup>a</sup>	0.5	1	5	+	31

(a) con arena como soporte

(b) con arena como soporte

(c) con tanque de preacidificación

(d) con recirculación

De la comparación se tiene que el reactor UASB o RALLFA es el más económico. El ahorro en el costo de empaque es determinante en el resultado. En cuanto a los costos de operación y mantenimiento, el reactor UASB y el filtro anaerobio se muestran como los más económicos.

Por lo que se refiere al lecho fluidificado es una tecnología de punta en el tratamiento de aguas residuales, pero la experiencia aún es limitada. De hecho, para cargas superiores a 40 kgDQO/m<sup>2</sup>d implica una operación sin márgenes de seguridad aceptables. Su instrumentación y algoritmos de control aún requieren mayor desarrollo para ofrecer una tecnología confiable.

### 3.2 Selección del reactor aerobio

En el desarrollo de procesos de tratamiento aerobio se ha encontrado que el reactor de biodiscos, debido a su bajo requerimiento energético, así como a sus necesidades mínimas de operación y mantenimiento, en comparación con otros sistemas, es una opción viable. Estas características son las principales razones para el constante incremento en la instalación de este tipo de reactores.

El equipo consiste en un tanque longitudinal donde se aloja una serie de discos de material inerte soportados en su centro por una flecha. La flecha transmite el movimiento de un motorreductor y los discos están sumergidos en un 40% de su superficie de manera que, al girar, la biopelícula entre en contacto con el agua residual y con el aire en forma alterna. De esta forma se realiza la aireación.

El agua tratada pasa a un sedimentador secundario, en donde la biomasa desprendida de los discos y que constituye los lodos de purga del sistema es separada. Los lodos tienen que ser tratados y estabilizados para su disposición final.

**Tabla. 3.4 Características del reactor de biodiscos**  
(Arturo et al. 1976)

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> <li>• No existe recirculación de lodos, ya que el tiempo de retención celular es muy grande (biomasa adherida a la superficie inerte).</li> <li>• El tiempo de residencia hidráulica es menor.</li> <li>• Menor concentración promedio de sólidos suspendidos.</li> <li>• Relativamente baja producción de sólidos</li> <li>• No existen problemas de proliferación de moscas, espumas, ruidos y olores.</li> <li>• Alta capacidad de tratamiento.</li> <li>• Tolera breves cambios bruscos de carga orgánica e hidráulica.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Proceso relativamente nuevo, a nivel comercial.</li> <li>• Es aplicable solamente para plantas relativamente pequeñas.</li> <li>• Presencia de fracturas en la estructura de los discos y ruptura de flechas.</li> <li>• Para reactores en serie, en algunos casos es necesario colocar clarificadores intermedios</li> <li>• Se aplica con mayor eficacia a aguas residuales con bajo o regular contenido de materia orgánica.</li> </ul>

Los tanques pueden ser construidos de acero o de concreto armado, dependiendo del tamaño y condiciones locales. La construcción total de un sistema de biodiscos completamente equipado (tanque de contacto y sedimentador) tiene la particularidad de convertirse en un módulo, lo cual trae la ventaja de que si se quiere

## Justificación tecnológica

ampliar la planta de tratamiento puede realizarse adicionando nuevos módulos al sistema.

Los discos cumplen con varios propósitos: soporte, dispositivo de mezclado y permiten la oxigenación del medio, están montados a un eje con espaciamiento de 20 mm aproximadamente, son fabricados de poliestireno o polietileno desplegado o corrugado de 2 a 3.5 m de diámetro y con 10 a 20 mm de grosor. La velocidad promedio a la que gira el medio de soporte es de 1 a 7 revoluciones por minuto, usando sistemas de impulsión mecánicos o inducidos por aire (Figura 3.2).

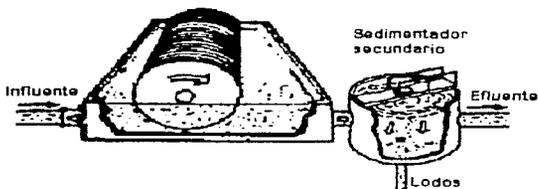


Figura 3.2

Esquema del reactor aerobio RBR

Para el sistema de biodiscos existe una mayor remoción de sólidos suspendidos obteniendo concentraciones entre 50-200 mg/L; en cambio, un sistema de lodos activados se tienen concentraciones entre 1000-2000 mg/L (Antoine, 1976). Además, se tiene la ventaja de que los sólidos suspendidos presentes en el efluente de un biodisco presentan características de partículas perfectamente separadas o "discretas" (de

### Justificación tecnológica

discreto, en inglés, separado), las cuales se pueden remover con un pequeño clarificador.

Un sistema de biodiscos emplea de 10 HP/43.8126 L/s en tanto que los procesos de lodos activados utilizan una energía de 30-40 HP/43.8126 L/s (Antolne, 1976).

El sistema presenta algunas desventajas, como:

- La instalación de clarificadores intermedios debido a que el desprendimiento de biomasa es un proceso continuo.

- Para aguas con alto contenido de materia orgánica, el oxígeno provisto por la rotación no es suficiente (Qazi, 1974).

- Fallas por fatiga, debido a la fuerza de gravedad y fricción a que los discos están sujetos.

El advenimiento de plásticos y otros materiales, que evitaría fallas en el eje y transmisión, a generalizado notablemente el uso del proceso.

El desarrollo del proceso se ha dado desde la patente original registrada por Weigand en Alemania en 1900, por A.T. Mattby, en EEUU, en 1928 y por Durán de Bazúa y González, en México, en 1988 (Chávez et al., 1995).

El flujo del agua residual, así como la velocidad de rotación son factores importantes para mantener el proceso estable, ayudando a la

## Justificación tecnológica

transferencia de masa y al desprendimiento de exceso de lama dentro del reactor.

Los microorganismos presentes en la película crecen y aumentan el grosor de la película, las regiones cercanas a la superficie del soporte y más alejadas a la película del líquido se vuelven anaerobias. Esta condición anaerobia ha sido propuesta como una de las causas del proceso de desprendimiento, debido a que las bacterias lentamente mueren, desprendiéndose de la superficie del soporte.

El tiempo de residencia hidráulica es comparable al de un filtro percolador, (aproximadamente 7 min por etapa para un conjunto de 50 discos), pero sólo necesita el 10% del área necesaria para instalar un filtro percolador.

Una parte indispensable para la operación del reactor es la formación de la biopelícula y se divide en tres fases: inducción, acumulación y estabilización.

La formación de biopelícula no implica necesariamente una acumulación superficial uniforme en el tiempo y/o espacio (Characklis y Cooksey, 1983).

La capacidad depuradora de la película alcanza su máximo cuando existe una capa delgada completamente aerobia y disminuye su eficiencia cuando el espesor se incrementa, formándose zonas microaerobias y anaerobias (Escárcega y Pulido, 1986).

El oxígeno libre disuelto es el reactivo esencial para los procesos aerobios. La principal restricción que se presenta a la disponibilidad de oxígeno disuelto es su baja solubilidad en el agua. Una agua saturada con aire disuelto contiene 10 partes de oxígeno por millón de partes de

## Justificación tecnológica

agua, 10 g/m<sup>3</sup>, dependiendo de las condiciones de presión y temperatura.

### 3.3. Factores de diseño

Existen principalmente dos enfoques para el diseño de reactores biológicos:

**1. El método tradicional**, basado en la experiencia, propone valores de carga orgánica y predice un cierto grado de eliminación de materia orgánica.

**2. El método conceptual**, intenta simular matemáticamente los procesos involucrados en el reactor, con objeto de lograr predecir la eficiencia de remoción. Este método no se aplica en la práctica común de la ingeniería. Su principal utilidad es la simulación y control de procesos.

El diseño tradicional involucra principalmente los siguientes parámetros:

**A. Carga orgánica másica (B<sub>m</sub>)**. Es la relación de alimentación de sustrato por unidad de biomasa y por unidad de tiempo

$$B_m = \frac{QS_s}{X_r V} \quad \text{donde } S_s \text{ es la concentración del sustrato}$$

kg DQO / kg SSV d

expresada como DQO o DBO<sub>5</sub>. Q es el caudal, X<sub>r</sub> es la concentración de biomasa en el reactor expresada como sólidos suspendidos volátiles (SSV) y V es el volumen del reactor.

## Justificación tecnológica

En reactores de biopelícula este parámetro es poco utilizado, debido a la dificultad de determinar la concentración real de SSV.

**a. Carga orgánica superficial ( $B_A$ ).** Es la relación de alimentación del sustrato por unidad de área de soporte y por unidad de tiempo

$$B_A = \frac{QS_s}{aV} \left[ \frac{\text{kg DQO}}{\text{kg m}^2 \text{ d}} \right], \quad \text{donde } a \text{ es la relación área/volumen del empaque utilizado.}$$

Este parámetro se aplica solo a reactores empacados, pero es poco utilizado, ya que se ha comprobado que no toda el área disponible del empaque es colonizada por la biopelícula: en el caso del filtro anaerobio una proporción no despreciable de biomasa no está adherida al soporte sino atrapada en los espacios libres del empaque lo que hace inaplicable este parámetro.

**c. Carga orgánica volumétrica ( $B_V$ ).** Es la relación de alimentación de sustrato por unidad de volumen de reactor y por unidad de tiempo

$$B_V = \frac{QS_s}{V} = \frac{S_0}{\theta} \left[ \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ d}} \right], \quad \text{donde } \theta \text{ es el tiempo de residencia hidráulica.}$$

Este parámetro es el más utilizado para el diseño de reactores principalmente los que pertenecen a la segunda generación. También es empleado para comparar los diferentes tipos de reactores anaerobios. Aunque no está basado en el contenido de biomasa activa, éste refleja la capacidad de un tanque para remover materia orgánica.

**D. Tiempo de retención celular (TRC o  $\theta_c$ ).** Para reactores agitados tiene aplicación como variable de diseño. Cuando la concentración de biomasa no es homogénea en todo el volumen del reactor no tiene empleo. Esto se debe a la dificultad para determinar la concentración dentro del reactor y a la presencia de SSV inertes.

$$TRC = \frac{X_r V}{X_e Q_p + X_e Q} \quad \text{donde } p \text{ está relacionado con la línea de}$$

purga y  $X_e$  es la concentración de biomasa evacuada en el efluente.

**E. Tiempo de residencia hidráulica (TRH o  $\theta$ ).** Este parámetro es utilizado para fines comparativos entre reactores. Sin embargo, para reactores con baja carga orgánica y del tipo del filtro anaerobio es una variable de diseño, ya que el factor hidráulico gobierna en este tipo de reactores. Por lo que respecta a los reactores avanzados, el TRH es realmente una variable dependiente y no de diseño debido a que no existe relación directa entre el  $\theta_r$  y  $\theta$ .

### 3.3.1. Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA o UASB)

**Tanque de homogeneización** En el diseño de un proceso que involucre a un reactor UASB se considera necesaria una etapa de acidificación con un tiempo de residencia de 4-12 h, la cual puede lograrse en un tanque de homogeneización.

La total preacidificación (en un tanque completamente mezclado independiente) del agua residual bruta no se recomienda debido a que el grano crece más lentamente y el lodo (SSV) acidogénico que entra al

### Justificación tecnológica

reactor puede perturbar la retención del lodo (granular o no) metanogénico (Lettinga y Hulshoff, 1991).

En caso de tener alta DQO por presencia de sólidos suspendidos, se requiere un separador de sólidos suspendidos antes de alimentar al reactor.

Para DQO inferiores a 1000 mg/L, el diseño del reactor es fijado por la carga hidráulica (velocidad ascendente) y para aguas concentradas, el diseño se hará con base en la carga orgánica. En la tabla 3.5 están representados los intervalos recomendados de carga orgánica volumétrica en función de la temperatura de operación.

**Volumen del reactor.** Para aguas residuales diluidas (abajo de 1000 mg/L de DQO) y temperaturas que exceden los 20°C, el volumen se determina con el TRH.

$$V_r = \text{TRH } Q$$

A mayores concentraciones en DQO, el volumen depende de la concentración del agua residual C (en kg/m<sup>3</sup>) y de B<sub>v</sub>.

$$V_r = CQ / B_v = (\text{m}^3)$$

Los reactores con lodo granular pueden soportar velocidades ascendentes de 3 m/h en promedio para aguas residuales solubles y de 1 a 1.5 m/h para las parcialmente solubles. En periodos cortos (2 a 4 horas al día), velocidades ascendentes de hasta 6 y 2 m/h son toleradas para aguas solubles y parcialmente solubles respectivamente.

Para lodos flocculentos, las velocidades ascendente son de 0.5 m/h, pero también puede soportar velocidades de 2 m/h durante periodos cortos.

**Tabla. 3.5 Carga orgánica a diferentes temperaturas para diferentes tipos de aguas (RALLFA con 25 kg SSV/m<sup>3</sup> y carga hidráulica no limitante) (Lettinga y Hulshoff, 1991)**

Temperatura (°C)	Agua con AGV	B <sub>v</sub> (kg DQO/m <sup>3</sup> d)	
		Agua sin AGV	Agua con 30% SS-DQO*
15	2 - 4	1.5 - 3	1.5 - 2
20	4 - 6	2 - 4	2 - 3
25	6 - 12	4 - 8	3 - 6
30	10 - 18	8 - 12	6 - 9
35	15 - 24	12 - 18	9 - 14
40	20 - 32	15 - 24	14 - 18

\* A mayor carga, menor eficiencia de remoción de SS  
 Nota: B<sub>v</sub> = B<sub>5</sub> / (25 kg de ssv/m<sup>3</sup>)

Cuando la velocidad ascendente es el factor limitante, el TRH se determina mediante el área superficial y la altura del reactor.

Se pueden considerar alturas del reactor de 6.0 m o mayores, lo que da como resultado bajos requerimientos de espacio y de costos de distribución de la alimentación. Sin embargo, debe considerarse que el flujo del gas por unidad de superficie se incrementa conforme a la altura, el flujo (m<sup>3</sup> gas/m<sup>2</sup> min) puede provocar fuerte turbulencia en la zona de captación del gas, lo que reduce la eficiencia de retención de sólidos del separador gas-líquido-sólido.

Aguas concentradas producirán una importante cantidad de gas, por lo que se debe reducir la altura del reactor a menos de 5 m.

Se recomienda modular a partir de 400 m<sup>3</sup>, obteniendo mayor versatilidad durante arranque y operación; por ejemplo:

- El arranque inicial de la planta se facilita en el caso de disponer de pequeñas cantidades de lodo de inóculo. Un reactor puede

### Justificación tecnológica

arrancarse separadamente de los otros módulos, de tal manera que el lado requerido es menor y la biomasa generada será el inóculo para los módulos restantes.

- El mantenimiento con un reactor modular se realiza con mayor facilidad, evitando el paro total de la planta.

**Sistema de alimentación.** La alimentación y distribución de boquillas en la base del reactor es de suma importancia. De esto depende que el lecho de lodos tenga mejor contacto con el agua residual, evitando acanalamientos y formación de zonas muertas.

**Tabla. 3.6** Distribución de puntos de alimentación para un reactor RALLFA (Lettinga y Hulshoff, 1991)

Tipo de lodo	Superficie por boquilla (m <sup>2</sup> )	Carga (kg DQO/m <sup>3</sup> d)
Flóculo denso (> 40 kg SST /m <sup>3</sup> )	0.5 - 1	< 1
	1 - 2	1 - 2
	2 - 3	> 2
Flóculo medio (20 - 40 kg SST/m <sup>3</sup> )	1 - 2	1 - 2
	2 - 5	>3
Lodo granular	0.5 - 1	2
	0.5 - 2	2 - 4
	>2	>4

**Nota:** Cargas orgánicas inferiores a 2 kg DQO/m<sup>3</sup> d corresponden a aguas residuales de tipo doméstico

La tabla 3.6 presenta el área irrigada por boquilla en función de la carga orgánica y se observa que, para cargas medias y altas (mayores a 4 kg DQO/m<sup>3</sup> d), la restricción en este criterio es menor. Sin embargo, es recomendable tener como mínimo una boquilla por cada 6 m<sup>2</sup>.

Cuando la producción del gas es menor a 1 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>d y el reactor tiene entre 4 - 6 m de altura pueden formarse zonas muertas.

**Separador gas-liquido-sólido.** El diseño del separador no es necesariamente simple, particularmente para aguas con elevada DQO, ya que la producción de gas genera turbulencia. Algunas recomendaciones son (Lettinga y Hulshoff, 1991):

- Las mamparas deben contar con un ángulo entre 45° y 60°
- El área de paso entre los colectores debe ser del 15-20% de la sección transversal del reactor.
- La altura del dispositivo es entre 1,5-2 m para reactores con 5-7 m de altura.
- Se debe crear dentro del colector una interfase liquido-gas para facilitar la evacuación del gas y poder tomar medidas contra la formación de natas.
- El traslape entre colectores debe ser de 10-20 cm.
- Se recomienda instalar mamparas frente a las canaletas del agua tratada.
- El diámetro de las tuberías de evacuación del gas debe ser suficientemente grande para facilitar la operación, inclusive en presencia de espuma y natas.
- Si hay formación de natas, se debe prever la instalación de boquillas aspersoras dentro de los colectores.

### **Justificación tecnológica**

- La velocidad ascendente a través del dispositivo separador debe mantenerse abajo de 3 m/h para lodo floculento-granular, pudiendo llegar a 6 m/h para lodo granular típico. En cuanto a la zona de sedimentación, la velocidad será inferior a 1 m/h en general, aceptandose valores de 3 m/h para lodo granular.

**Descarga de sólidos.** Se debe incorporar al diseño un dispositivo para la evacuación del lodo en exceso del reactor. Generalmente, el punto de descarga se sitúa a la mitad de la altura de la zona de lodos.

El volumen evacuado no deberá exceder del 5% de volumen del reactor.

**Recirculación del effluente.** Se recomienda la recirculación del effluente cuando se tienen aguas residuales con altas concentraciones, con el objetivo de:

- Disminuir el nivel de DQO a valores por debajo de 15g/L.
- Reducir la toxicidad eventual del desecho.
- Mejorar el contacto.
- Favorecer la granulación y adaptación del lodo durante el arranque.

Al recircular en la corriente de entrada se aprovecha la alcalinidad producida por el mismo reactor, dando mayor estabilidad al proceso y disminuyendo la resistencia a choques de pH y de carga orgánica y al posible consumo de reactivos alcalinos. Como recomendación general la recirculación puede ser de aproximadamente 0.25Q.

## Justificación tecnológica

**Materiales de construcción.** Los reactores construidos de acero revestido eran fuertemente dañados por corrosión en la parte superior, donde el  $H_2S$  se oxida con el aire.

Actualmente se construyen de concreto con aditivos para resistir la corrosión por  $CO_2$  que ataca el  $CaO$  del concreto; en casos difíciles se recubre con propileno.

### 3.3.2. Reactor biológico rotatorio (RBR)

**Número de etapas.** La división del proceso en etapas origina el desarrollo de diferentes tipos de poblaciones microbianas; los microorganismos heterótrofos predominan en todas las etapas y en la última existe un alto porcentaje de bacterias nitrificantes.

Con base al contenido de amoníaco del agua a tratar se podrá seleccionar si el proceso funcionara con cuatro etapas, para un control riguroso de la nitrificación; o con tres sin control riguroso del amoníaco.

Se recomienda la operación en cuatro etapas, aunque no se requiera el control del amoníaco. La última etapa funcionara para eliminar la turbidez por presencia de organismos depredadores como: protozoarios, rotíferos, nemátodos; que se alimentan de sólidos suspendidos en el agua.

**Velocidad de rotación.** Antonie (1976) recomienda emplear una velocidad periférica de 0.30 m/s. Sin embargo, esta sugerencia es fundamentada al trabajar solamente con tres velocidades diferentes: 0.18, 0.30 y 0.42 m/s, encontrando que 0.42 m/s no mejoraba el

### Justificación tecnológica

aproximación y, posteriormente, si las condiciones de operación lo permiten, disminuir la velocidad, lo que disminuye los costos de consumo de energía.

**Volumen.** El volumen está relacionado con el tiempo de residencia hidráulica y con el gasto. Se recomienda construir las instalaciones de biodiscos con una relación volumen/área de 4.9 a 6.9 L/m<sup>2</sup> a fin de que el proceso sea eficiente.

**Área superficial.** El área superficial es el parámetro más importante, ya que la degradación del sustrato depende de éste.

La relación área/volumen recomendada es 140. El procedimiento general para su cálculo, se divide en dos partes: determinación de parámetros cinéticos y cálculo de área superficial. El modelo cinético generalmente propuesto se basa en el de Stover y Kincannon [Pulido y col., 1988]

**Sedimentador.** Su función es separar el agua tratada del lodo desprendido de los biodiscos. Puede usarse un sedimentador secundario convencional (con rastras) o uno de alta tasa (placas paralelas).

Con base en la fundamentación y justificación del equipo empleado para el tratamiento de las aguas residuales, a continuación se presenta el estudio de prefactibilidad.

## **4. TREN DE TRATAMIENTO ANAEROBIO- AEROBIO**

### **4.1. Evaluación técnica**

#### **4.1.1. Tratamiento de las aguas residuales derivadas de la deshidratación del cempasúchil**

La fase experimental fue realizada en el laboratorio del Programa de Ingeniería Química Ambiental y Química Ambiental (PIQAYQA), Facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México.

##### **4.1.1.1. Tratamiento anaerobio**

Para el tratamiento anaerobio se trabajó con un reactor UASB de 10.16 cm de diámetro y 128.75 cm de longitud con una chaqueta envolvente de 15.24 cm de diámetro y 65 cm de longitud. En la parte superior el reactor cuenta con un separador gas-liquido-sólido, donde el efluente es separado del biogás y de la biomasa arrastrada por la generación de burbujas.

Los lodos utilizados para operar el reactor se obtuvieron de la planta de tratamiento de agua residual de Ciudad Universitaria.

La fase experimental se dividió en cuatro etapas con el fin de evaluar el comportamiento del sistema, su efecto de remoción, estabilidad y eficiencia.

En todas las etapas se trabajó a diferentes carga orgánicas: a) 14.8, b) 19.3, c) 34.5, d) 7.8 kgDQO/m<sup>3</sup>d. En las tres primeras el reactor

## Evaluación técnica

operó a un flujo volumétrico de 10 L/d con un TRH=1 día y en la cuarta se trabajó a un TRH de 3 días, con un flujo volumétrico de 3,33 L/día.

La mayor eficiencia se observó en la cuarta etapa de operación (carga de 7,8 kgDQO/m<sup>3</sup>d y TRH = 3 d), presentando un 73% de remoción de materia orgánica (de 20410 mgDQO/L a 5510 mgDQO/L).

Con los resultados obtenidos en la fase experimental se llegó a la siguiente extrapolación: "si el reactor fuera operado a un tiempo de residencia de 3 días y alimentado con agua residual sin diluir, con una carga orgánica de 31,2 kgDQO/m<sup>3</sup>d, se podría esperar un porcentaje de remoción del 60% sin que el sistema se deteriorara desde el punto de vista microbiológico" (Casarrubias y Hernández, 1996).

También se pudo observar que el biogás<sub>producción</sub>/kgDQO<sub>removido</sub> fue mayor cuando se trabajó a cargas orgánicas menores; por lo tanto, la producción del biogás se favorece conforme se incrementa el porcentaje de remoción.

La producción de biogás para la cuarta etapa se mantuvo a 77,02 L/d en promedio, con una composición de metano del 65%.

### 4.1.1.2. Tratamiento aerobio

Para el tratamiento aerobio, el efluente proveniente de la planta deshidratadora se diluyó con agua de la llave a una concentración de materia orgánica de 5000 mgDQO/L simulando un previo tratamiento por vía anaerobia. Aunque en términos de DQO el valor sea igual, el tipo de sustancias presentes no van a ser las mismas y, por ende, esto no es extrapolable. Sin embargo, se tomó como una primera aproximación.

## Evaluación técnica

Para el estudio se trabajó con un reactor aerobio RBR de las características que se presentan en la tabla 4.1.

**Tabla.4.1 Características del reactor biológico rotatorio experimental**

Capacidad, litros	20
Número de etapas	10
Número de discos por etapa	2
Diámetro de los discos, cm	30
Espesor de los discos, cm	0.3
Área superficial total por etapa, m <sup>2</sup>	0.2827
Volumen de agua por etapa, m <sup>3</sup>	0.002
Relación área/volumen	141.4
Porcentaje sumergido	40
Velocidad de rotación, r.p.m.	6-30
Velocidad periférica m/s	0.47

Cada etapa tiene aproximadamente un volumen de 2 litros y está compuesta por dos discos de acrílico sumergidos el 40% de su área total.

Las condiciones de operación se dividieron en dos etapas (Chávez et al., 1995):

	Etapa I	Etapa II
DQO inicial, mg/l	5000	5000
Tiempo de residencia hidráulica (TRH), h	24	12
Revoluciones por minuto	28-30	28-30
Flujo de alimentación, mL/min.	13.8	27.6
Volumen de trabajo, l	20	20

Para la formación del inoculo se mezclaron agua de la llave, de campesúchil, nejayote de molinos de nixtamal en porciones iguales y se inoculó con suelo de los jardines aledaños al laboratorio.

## Evaluación técnica

En la primer etapa de operación se obtuvo un porcentaje de remoción de materia orgánica medido como DQO, de 85% (5000 - 768 mgDQO/L). En el segundo caso fue de 57.5% (5000 - 2124 mgDQO/L).

El valor de pH pasó de  $4.15 \pm 0.15$  a  $7.2 \pm 0.6$  en ambos casos.

La temperatura estuvo entre 15-13°C en la etapa I y para la segunda se mantuvo entre 19-15°C.

La productividad de biomasa se obtuvo de muestras tomadas en el primer y último disco.

Etapa I = 52.804 g biomasa (base seca) / 21 días

Etapa II = 12 g biomasa (base seca) / 21 días

### 4.1.1.3. Tratamiento combinado

Actualmente el equipo se encuentra ya conectado en serie y se han obtenido eficiencias globales hasta de 93% con agua de proceso de cempasúchil entrando a una concentración de 65 g DQO<sub>5</sub>/L con tiempo de residencia hidráulica en el reactor anaerobio de 3 d y en el de biodiscos de 1 d.

El sistema anaerobio todavía no ha sido alimentado a un 100% de agua de proceso de cempasúchil, sino que se "diluye" con parte del agua aerobiamente tratada en aproximadamente un 30% (Durán de Bazúa et al., 1995).

### 4.1.2. Características del proceso

El proceso propuesto para eliminar del agua el contenido de materia orgánica con eficiencias mayores al 90%, consta básicamente de

dos módulos que son un reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente y un reactor aerobio de discos rotatorios.

El agua tratada por este sistema es factible de utilizarse para riego de las zonas de cultivo de la flor, ya que no puede ser dispuesta en cualquier cuerpo receptor pues no cumple con las condiciones particulares de descarga.

La figura 4.1 presenta el diagrama en bloques del sistema propuesto incluyendo el equipo accesorio.

#### 4.1.3. Escalamiento de equipo

Para el escalamiento de los equipos involucrados en la planta de tratamiento, se tomaran las siguientes premisas:

**Ubicación:** Planta deshidratadora de cempasúchil, en Trimbo, Michoacán.

**Aguas residuales:** provenientes del ensilado y prensado del cempasúchil (Tabla 1.4).

**Flujo de aguas residuales:** 120.8 m<sup>3</sup>/d (Figura 1.3)

**Flujo de diseño:** 127 m<sup>3</sup>/d (5% sobrediseño)

**Factor de operación:** 0.8

**Tanque de homogeneización.** Para el tanque de homogeneización se estableció un tiempo de residencia igual a 4 horas.

##### Volumen

$$V = TRH(d) \cdot Q(m^3/d) = 0.16 \cdot 127 \approx 21.1 \text{ m}^3.$$

La evaluación se realizará para un tanque de 25 m<sup>3</sup>.

**Reactor anaerobio.** El escalamiento del reactor UASB se basará en la extrapolación de datos experimentales realizada por Casarrubias y Hernández (1995).

Condiciones de operación:

TRH = 3 días

Carga orgánica = 31.2 kgDQO/m<sup>3</sup>d

Influyente = 85.63 kgDQO/m<sup>3</sup>

Remoción de DQO = 60%

DQO<sub>removido</sub> = 51.37 kgDQO/m<sup>3</sup>

Efluente = 34.25 kgDQO/m<sup>3</sup>

**Volumen**

$$B_v = \frac{QS_o}{V}$$

$$V = \frac{S_o Q_o}{B_v} = \frac{(kgDQO\ m^3)(m^3\ d)}{(kgDQO\ m^3\ d)} = \frac{85.63 \cdot 127}{312} = 348.55\ m^3$$

La evaluación se hará para un reactor modular de 500 m<sup>3</sup> compuesto por dos módulos idénticos de 250 m<sup>3</sup> cada uno dispuestos en paralelo, con objeto de acomodarse a la futura expansión y debido a las ventajas, ya descritas, que trae la operación de reactores modulares.

Algunos elementos de diseño son: altura útil 6 m, velocidad en zona de lodos 0.5 m/h y una boquilla de alimentación por cada 2.45 m<sup>2</sup>.

#### Producción de metano

A partir de los datos experimentales, se obtiene que el rendimiento de producción de metano igual a:

$$70.02 \frac{L\ metano}{d} \cdot 3d \cdot 0.65 = 136.5\ LCH_4$$

$$20410 \frac{\text{mgDQO}}{\text{L}} \cdot 0,73_{\text{remoción}} = 14899,3 \frac{\text{mgDQO}_{\text{removido}}}{\text{L}}$$

$$14899,3 \frac{\text{mgDQO}_{\text{removido}}}{\text{L}} \cdot 3,33 \frac{\text{L}}{\text{d}} \cdot 3\text{d} = 148844 \text{ mgDQO}_{\text{removido}}$$

$$\frac{136,5 \text{ LCH}_4}{0,148 \text{ kgDQO}_{\text{removido}}} = 0,922 \frac{\text{m}^3\text{CH}_4}{\text{kgDQO}_{\text{removido}}}$$

Para el equipo escalado, la producción de biogás será igual a:

$$51,37 \frac{\text{kgDQO}_{\text{removido}}}{\text{m}^3} \cdot 120,8 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,8 \cdot 0,92 \frac{\text{m}^3\text{CH}_4}{\text{kgDQO}_{\text{removido}}} = 4577,88 \frac{\text{m}^3\text{CH}_4}{\text{d}}$$

**Tabla. 4.2 Usos y cantidades de biogás para aplicaciones específicas**  
(Briones et al., 1993)

Uso	Especificación	Requerimiento de gas	
		ft <sup>3</sup> /h	m <sup>3</sup> /h
- Cocina	Hornilla 2"	11,5	0,33
	Hornilla 4"	16,5	0,47
	Hornilla 5"	22,5	0,64
	Por persona/día	12	0,34
- Gas para alumbrado	Lampara de potencia	4,5	0,13
	Lampara de 2 capas	5	0,14
	Lampara de 3 capas	7	0,17
- Motor (gasolina o diesel) #1	Biogás por HP	16-18	0,45-0,51
- Sustituto de gasolina #1	1 litro	47-66	1,33-1,87
- Sustituto de diesel #1	1 litro	53-73	1,50-2,07
- Ebullición del agua	1 litro	3,9-4	0,11-0,11

(a) Basado en un 25% de eficiencia

(b) Volumen de biogás necesario para dar la energía equivalente de 1 litro de combustible

(c) Volumen de biogás necesario para la ebullición de 1 litro de agua

Este energético es utilizado en aplicaciones de calentamiento y puede emplearse directamente o con unidades de almacenamiento de

baja presión. En la Tabla 4.2 se listan algunas de las posibles aplicaciones de quemado del biogás: puede utilizarse como combustible en motores que generan energía mecánica o eléctrica, en calderas para generar vapor, para proporcionar iluminación, como gas de cocina y en otros usos, pero su eficiencia de funcionamiento depende del contenido de metano ( $\text{CH}_4$ ).

Sin perder de vista que el manejo del biogás resulta complicado debido a los pasos de purificación antes de su almacenamiento; si se hace la comparación de la producción de metano con un litro de gasolina (Tabla 4.2) se obtiene que el reactor estaría generando 102 litros de gasolina por hora.

Cabe mencionar que no es factible el lavado de biogás con agua, puesto que sólo se disuelven algunos gases que componen del biogás, la propuesta sería quemarlo sin lavado ó bien emplear sustancias químicas para su lavado, por ejemplo  $\text{NaOH}$  ó  $\text{FeCl}_3$ .

#### **Generación de biomasa**

La generación de biomasa en el reactor anaerobio se considera como 10 veces menos a la producción aerobia.

#### **Reactor aerobio**

Condiciones de operación :

$$\text{TRH} = 1 \text{ día}$$

$$\text{Carga orgánica} = 34.25 \text{ kgDQO/m}^3\text{d}$$

$$\text{Influyente} = 34.25 \text{ kgDQO/m}^3$$

$$\text{Remoción de materia orgánica} = 85\%$$

$$\text{DQO}_{\text{removida}} = 29.11 \text{ kgDQO/m}^3$$

$$\text{Efluente} = 5.13 \text{ kgDQO/m}^3$$

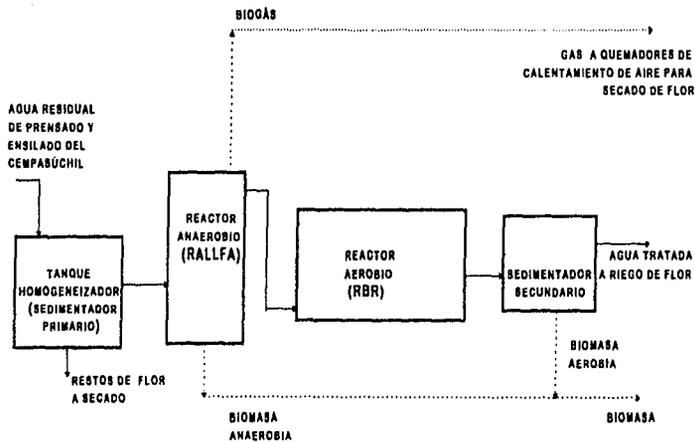


Figura 4.1

Diagrama de bloques del sistema propuesto

**Volumen**

$$\text{Volumen} = \text{TRH}(d) \cdot Q(\text{m}^3/\text{h}) = 127\text{m}^3$$

Las dimensiones del reactor aerobio se obtuvieron a partir de un método de escalamiento que relaciona costo vs. capacidad de dos equipos, por la siguiente fórmula:

$C_2/C_1 = (S_2/S_1)^R$ , donde:  $C_1, C_2$  = costos;  $S_1, S_2$  = capacidades y  $R = 0.5 - 0.7$ .

El equipo con  $C_1, S_1$  es un bio-reactor que fue construido por la empresa Autrotol Corp. para su instalación en la Planta de tratamiento de aguas residuales en Ciudad Universitaria. Este reactor sigue operando en condiciones normales hasta la fecha (Tabla 4.3).

La capacidad de la unidad Autrotol es de 92.48 m<sup>3</sup> y tuvo un precio de adquisición de \$50.500.00 USD en el lapso noviembre-diciembre de 1980.

Aplicando la ecuación anterior, con el costo del reactor a precios de 1980, será igual a:

$$C_2 = 50.500 \text{ USD} [127 \text{ m}^3 / 92.48 \text{ m}^3]^R = 61.085 \text{ USD}$$

y para el dimensionamiento se tiene que:  $S_2 = S_1 \sqrt[R]{\frac{C_2}{C_1}} = 5 \sqrt[0.5]{\frac{61.085}{50.500}} = 5.14 \sqrt{120}$

Debe mencionarse que no es sencillo manejar discos de 5 m de diámetro, pero como primer aproximación se puede considerar como válido el escalamiento.

**Producción de biomasa**

Datos experimentales:

52.80 gramos / 21 días para un disco (base seca)

Área por etapa = 0.2728 m<sup>2</sup>

## Evaluación técnica

Discos por etapa = 2

$$\frac{52.84 \text{ gbiomasa}}{(0.2728 / 2) \text{ m}^2 \cdot 2 \text{ d}} = 18.43 \frac{\text{gbiomasa}}{\text{m}^2 \text{ d}} \quad \text{para el reactor escalado}$$

con una área de 11859 m<sup>2</sup> la producción de biomasa será 218561.70 gbiomasa<sub>d</sub> / d.

y el rendimiento estará dado por:

$$\frac{29.11 \frac{\text{kgDQO}_{\text{removido}}}{\text{m}^3} \cdot 120.8 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0.8 = 2813.19 \frac{\text{kgDQO}_{\text{removido}}}{\text{d}}}{218.562 \text{ kgbiomasa} / \text{d}} = 0.077 \frac{\text{kgbiomasa}}{\text{kgDQO}_{\text{removido}} / \text{d}}$$

**Tabla. 4.3 Dimensionamiento del reactor aerobio (RBR)**

Variable	Equipo Autrotol (S <sub>X1</sub> )	Equipo escalado (S <sub>X2</sub> )
- <b>Tanque (concreto)</b>		
Volumen. m <sup>3</sup>	92.48	127
Área. m <sup>2</sup>	43	58.26
- <b>Discos</b>		
Diámetro. m	3.62	4.9
Área superficial. m <sup>2</sup>	8752	11859
Etapas	4	4
- <b>Motor eléctrico</b>		
Potencia. HP	5	6.7
RPM	1150	1558
Fases	3	3
Frecuencia. Hz	60	60
Voltaje. V	220	220

**Sedimentador.** El sedimentador propuesto es tipo placas paralelas compuesto por baffles. El tiempo de residencia hidráulica es de 6 horas y tiene un volumen de 30 m<sup>3</sup> aproximadamente, con una altura de 2 m.

Para su escalamiento y costo se empleó un equipo diseñado con las mismas características por una empresa consultora (GTSA, 1996).

#### 4.1.4. Descripción del proceso

El agua residual entregada fuera de límites de batería, libre de sólidos y material flotante con un flujo de 120.8 m<sup>3</sup>/d es alimentada al tanque homogeneizador de 25 m<sup>3</sup>, este opera a un TRH de 4 horas, a presión atmosférica y temperatura ambiente.

Posteriormente, el agua entra al reactor anaerobio, que consiste en un reactor modular de 500 m<sup>3</sup> del tipo UASB-reactor, que opera con un TRH de 3 días y a una temperatura ambiente.

La eficiencia de remoción de materia orgánica medida como DQO, en esta etapa es del 60% (85.63 kgDQO/m<sup>3</sup> - 34.25 kgDQO /m<sup>3</sup>) con una producción de metano igual a 4.577.88 m<sup>3</sup>/d y de biomasa de 21.8 kg/d.

La corriente proveniente del reactor anaerobio es alimentada al posttratamiento aerobio compuesto por un reactor biológico rotatorio (RBR) de 127 m<sup>3</sup>, que opera con un TRH de 1 día y temperatura ambiente.

La eficiencia de remoción es de 85% (34.25 kgDQO/m<sup>3</sup> - 5.13 kgDQO/m<sup>3</sup>) y la producción de biomasa es de 218.56 kg/d.

Como parte final del tratamiento la corriente es separada del lodo desprendido en los biodiscos por medio de un sedimentador secundario de alta tasa de 30 m<sup>3</sup>, que opera a un TRH de 6 h.

Por lo que se refiere al acondicionamiento de la biomasa, es enviada a extrusión para su disposición final y venta.

## 4.2. Evaluación económica

La planificación preliminar de los proyectos de tratamiento de aguas residuales se debe basar en datos confiables de costos, como una herramienta básica para la toma de decisiones. Sin embargo, estos datos son difíciles de conseguir en países en vías de desarrollo, particularmente en aquellas regiones donde se construye por primera vez infraestructura de saneamiento y, en especial, para sistemas de pequeña capacidad (de 8 hasta 2400 m<sup>3</sup>/d).

Una estimación comparativa de costos de inversión, de operación y mantenimiento para tres diferentes sistemas de tratamiento: aerobio, anaerobio+aerobio y anaerobio, en función de la concentración de materia orgánica en el agua residual está representada en las figuras 4.2 y 4.3.

La estimación de costos, relaciona un proceso aerobio y un acoplado que alcanzan la misma calidad en el efluente, con un proceso anaerobio donde la calidad del efluente es inferior.

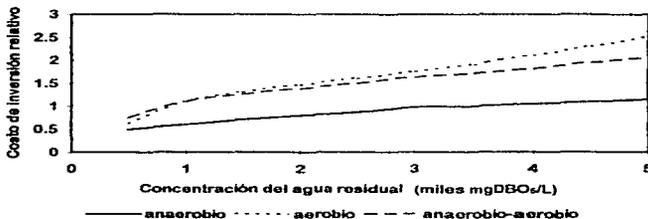


Figura 4.2

Comparación de costos de inversión  
(Eckenfelder et al., 1988)

Las figuras reportan valores relativos. Se tomó como valor relativo de 1.0, donde los costos de las operaciones aerobia y anaerobia-aerobia son los mismos.

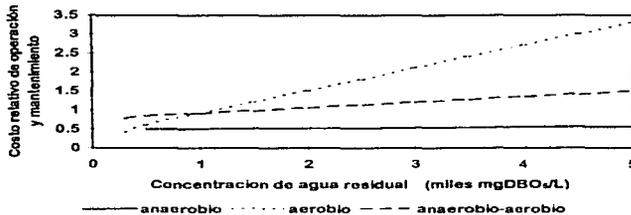


Figura 4.3

Comparación de costos de operación y mantenimiento  
(Eckentlicher et al. 1988)

En la figura 4.2, se observa que el costo de inversión relativo incrementa con la concentración del influente casi linealmente para un proceso aerobio y mixto, en cambio el proceso anaerobio es poco sensible a esta variable. Por lo que respecta a los costos relativos de operación y mantenimiento el más sensible es el tratamiento aerobio, mientras que para el tratamiento anaerobio permanece prácticamente constante (figura 4.3).

Se puede esperar que para concentraciones mayores de materia orgánica, el proceso anaerobio o inclusive el anaerobio-aerobio, puedan generar ingresos netos mediante la recuperación del biogás que cubran costos de operación y mantenimiento.

## Evaluación económica

Un punto de importancia que debe tomarse en cuenta, sobre todo por la situación económica de México, es el factor de inflación, ya que cuando se realizan los cálculos de un proyecto, se emplean datos de costos en tiempo presente y bajo condiciones de presupuesto que no se mantienen en el mercado por más de tres meses (Sámamo y Noyola, 1996). Por tanto para evitar el manejo de un concepto tan inconstante en nuestro país la estimación de costos se realizó en dólares, con una paridad con el peso de \$ 7.80 por dólar.

La fecha base para la estimación de costos del proyecto fue de enero, 1997.

El intervalo de precisión de la estimación de costos es de  $\pm 20\%$  sobre el monto global de la inversión.

### 4.2.1. Estimación de la inversión total

Con el fin de obtener un orden de magnitud lo más exacto posible para la evaluación económica se determinó:

#### Costos directos

##### - Costo de equipo (obra civil + equipo)

**Obra civil (construcción).**- Se considera la cantidad de obra requerido en m<sup>3</sup> de concreto armado incluyendo: material, armado, cimbrado, descimbrado, curado, impermeabilización integral, excavación y relleno.

**Equipo.**- En este concepto se limita al equipo electromecánico (bombas, extrusor, equipo de control y eléctrico) necesario para el tanque homogeneizador, reactor UASB, reactor RBR, sedimentador y acondicionamiento de la biomasa.

## Evaluación económica

La estimación de costos se obtuvo a partir de pre-cotizaciones obtenidas de Grupo Tecnológico en Sistemas Ambientales S.A. de C.V. y métodos de escalamiento.

Para el reactor UASB en este rubro, el equipo involucrado es el sistema de separación y sistema de alimentación como: campanas, vertedores, canaletas, deflectores, cajas distribuidoras, pasillo, placas de anclaje, etc.

Para actualizar el costo del reactor de biodiscos escalado en el capítulo anterior que incluye discos, cubierta, eje y motorreductores, a valor presente, se utilizan los valores de los índices "Marshall & Swift Equipment Cost Index" (Chemical Engineering, 1997):

$$\text{Costo presente} = \text{Costo original} \frac{\text{Índice a tiempo presente}}{\text{Índice al tiempo de costo original}}$$

El índice en el mes de noviembre de 1980 era de 688, mientras que para el 4º trimestre de 1996 tuvo el valor de 1,045.10.

### Costo de equipo

<u>Equipo</u>	<u>Precio (USD)</u>
Tanque Homogeneizador	9,596.00
Sedimentador	15,994.00
Reactor aerobio	92,792.00
Reactor anaerobio	47,982.00
Extrusor	14,602.00
Bombas	13,357.00
<b>Total de equipo</b>	<b>194,323.00</b>

- **Material y obra electromecánica.**- Se determino de acuerdo a los criterios reportados por Sámano y Noyola, (1996). "Evaluación

## **Evaluación económica**

**económica de sistemas de tratamiento de aguas residuales municipales para pequeñas comunidades".**

- **Otros.**- En este rubro se consideró el costo del inóculo para el reactor UASB.

Una de las limitantes para la aplicación del reactor UASB en México, es la falta de lodo granular anaerobio para la inoculación y arranque de reactores industriales, debido a que los reactores anaerobios apenas están introduciéndose. Es así que el lodo granular debe importarse a costos muy elevados, que fluctúan entre 300 y 500 dólares por m<sup>3</sup>. Sin embargo, en el país existen lodos de calidad con un costo aproximado de 75 USD por m<sup>3</sup>.

No hay reglas claras para estimar el volumen conveniente para inocular reactores anaerobios (Noyola, 1993).

Un intervalo entre 10 y 30% de volumen de reactor, puede considerarse aceptable.

El volumen de inóculo será igual al 30% del volumen del primer reactor (250 m<sup>3</sup>).

### **Costos indirectos**

- **Costos asociados.**- Adicionalmente hay que considerar costos asociados como los de administración, servicios legales, servicios de ingeniería/arquitectura, inspecciones e imprevistos. Estos costos asociados equivalen al 25% del costo total de construcción y deben añadirse al total para calcular el costo real del proyecto (Sámano y Noyola, 1996).

## Evaluación económica

### Estimación de la inversión total

Costos directos	Precio (USD)
Costos de los equipos (entregado y armado)	194.323.00
Instalación de equipo	31.091.70
Tubería (instalada)	48.580.70
Instrumentación (instalada)	9.716.16
Instalación Eléctrica (instalada)	19.432.31
Otros (inóculo UASB)	5.625.00
<b>Subtotal costos directos</b>	<b>308,769.07</b>
<b>Costos indirectos</b>	
Costos asociados	77.192.27
<b>Total directos + indirectos</b>	<b>385,961.33</b>
<b>Capital de trabajo</b>	<b>57,894.20</b>
<b>Total de inversión total</b>	<b>443,855.50</b>

El capital de trabajo se estimó de acuerdo a los criterios reportados en "Plant design and economics for chemical engineers".

### 4.2.2. Estimación de ingresos

Hay que tener presente que los ingresos son de oportunidad (lo que se deja de ahorrar (ganar) por no tener el activo).

- Estimación del monto económico que la planta deshidratadora tendría que erogar de acuerdo con la Ley Federal de Derechos en Materia de Agua, 1996.

Están obligados a pagar el derecho por uso o aprovechamiento de bienes del dominio de la Nación como cuerpos receptores de las descargas de aguas residuales, las personas físicas o morales que descarguen en forma permanente, intermitente o fortuita aguas residuales en ríos, aguas marinas y demás corrientes o depósitos de agua.

así como los que descarguen aguas residuales en los suelos o las infiltren en terrenos que sean bienes nacionales."

Se realizó el cálculo de la erogación que tendría la planta deshidratadora con el tratamiento (anaerobio-aerobio) propuesto y sin éste.

#### **Procedimiento de cálculo**

Para aplicar la tarifa a que se refiere el artículo 278 de la Ley por kilogramo de contaminante deberán (CNA.1996):

a) Determinar la concentración promedio mensual de demanda química de oxígeno en la descarga medida en miligramos por litro, así como la concentración promedio de sólidos suspendidos totales en la descarga medida igualmente en miligramos por litro.

b) Determinar el número de kilogramos de contaminantes que tiene la descarga mensual de aguas residuales, tanto de demanda química de oxígeno como de los sólidos suspendidos totales, para lo cual las concentraciones obtenidas en el inciso anterior se multiplicarán por el factor 0.001 kilogramos sobre metro cúbico y los resultados se multiplicarán por el volumen mensual descargado.

c) El contaminante a que se refiere el art.278, determinado en el inciso anterior estará dado por el que resulte mayor entre las siguientes dos cantidades:

- El peso en kilogramos de la demanda química de oxígeno que tenga la descarga, dividido entre dos.
- El peso en kilogramos de los sólidos suspendidos totales que tenga la descarga

## Evaluación económica

Para descargas cuyo volumen de aguas residuales sea igual o inferior a 3.000 m<sup>3</sup>/mes podrá pagar el derecho al art. 280.

### Datos generales

- Tipo de localización para la descarga

Tipo A

- Tarifa igual a \$0.6 M.N. por cada kilogramo presente en la descarga que se efectúe.

- Volumen de aguas descargado mensualmente

Volumen = 3000 m<sup>3</sup>/mes

### Cálculo

**Caso 1:** Sin tratamiento alguno

DQO = 85630 mg/L

SST = 10025 mg/L

Considerando el inciso (c) del procedimiento de cálculo, la tarifa, se aplicará a la demanda química de oxígeno.

$$85630 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \cdot 0.001 = 85.63 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$85.63 \frac{\text{kgDQO}}{\text{m}^3} \cdot 3000 \frac{\text{m}^3}{\text{mes}} \cdot 0.6 \frac{\$}{\text{kgDQO}} = \$154.134.00 / \text{mes}$$

**Caso 2 :** Con el tratamiento propuesto

DQO = 5137 mg/L

$$5137 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \cdot 0.001 = 5.13 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$5.13 \frac{\text{kgDQO}}{\text{m}^3} \cdot 3000 \frac{\text{m}^3}{\text{mes}} \cdot 0.6 \frac{\$}{\text{kgDQO}} = \$9.247.50 / \text{mes}$$

Calculando la diferencia en el desembolso anual que tendría la planta deshidratadora con y sin tratamiento, se obtiene un ahorro

bastante significativo igual a 231.729.27 USD (\$1.738.638.00) por concepto de descarga de aguas residuales.

**- Consideración económica estimativa de la biomasa producida por vía aerobia.**

Se han realizado investigaciones sobre la biomasa generada en el tratamiento biológico como proteína unicelular de desechos (PUCD), para su uso como complemento proteico para piensos y alimentos balanceados (Pedroza y Durán de Bazúa, 1985).

Análisis bromatológicos y aminogramas de la PUCD obtenida del tratamiento biológico del nejayote, demuestran que la biomasa tiene un promedio de 40% de proteína ( Durán de Bazúa, 1983).

Suponiendo que en la biomasa obtenida del tratamiento biológico de aguas residuales del campasuchil, no se encuentran microorganismos patógenos al igual que en otros tipos de biomasa estudiados, se propone que dicha biomasa tiene un contenido de 20% de proteína con el fin de considerar su uso, sin embargo, es necesario realizar, los estudios correspondientes a la biomasa, así como las pruebas biológicas *in vivo* para verificar la bondad de esta fuente no convencional de proteína, ya que no existe información previa que convalide su uso en dietas de animales y que demuestre que no existen posibles problemas toxicológicos.

El precio de la biomasa es igual a la proteína, para alimento balanceado de animales, mas barata en el mercado.

$$Y = 0.056 \text{ kg biomasa / kgDQO removido}$$

$$\text{Contenido de proteína} = 0.2 \text{ kg de proteína / kg de biomasa}$$

## Evaluación económica

Precio proteína = 2.39 USD / kg de proteína húmeda PH (b.h con 10% de humedad)

Factor de operación = 0.8

$$0.077 \frac{\text{kgbiomasa}}{\text{kgDQO}_{\text{removido}}} \cdot 2813.19 \text{ kgDQO}_{\text{removido}} / \text{d} = 216.61 \frac{\text{kgbiomasa}}{\text{d}}$$
$$216.61 \frac{\text{kgbiomasa}}{\text{d}} \cdot 0.2 \frac{\text{kgproteína}}{\text{kgbiomasa}} \cdot 365 \frac{\text{d}}{\text{a}} \cdot 0.8 = 12650.02 \frac{\text{kg proteína}}{\text{a}}$$

Considerando 10% de humedad se tendría una producción anual de 13.915.02 kgPH/año.

Las ganancias por concepto de la venta de la PH serían:

$$2.39 \frac{\text{USD}}{\text{kg PH}} \cdot 13.915.02 \frac{\text{kgPH}}{\text{a}} = 33.256.90 \text{ USD/a}$$

### 4.2.3. Costos inherentes

- **Costos de servicios auxiliares.** El monto principal de desembolso económico para este rubro es el pago de derechos de uso del servicio de electricidad.

**Energía eléctrica.** El consumo de energía eléctrica estará constituido por su aprovechamiento en motores de bombas, instrumentación de equipo, usos generales en oficinas, taller, laboratorio, etc.

Los motores son equipos que consumen el mayor porcentaje en la cuenta de consumo de electricidad. Para los motores del sistema que incluyen: motor del reactor de biodiscos, sistema de alimentación del reactor UASB, motores del sistema de bombeo y extrusor, se requieren 33.58 kW.

## Evaluación económica

El costo del kWh a nivel industrial y por la zona geográfica es igual a 0.099 USD. Por lo tanto el costo anual por el sistema de bombes será 23.297.53 USD.

El resto de consumo de electricidad puede considerarse como el 15% del sub-total anterior, entonces la erogación sería igual a 26.792.15 USD.

Este rubro puede reducirse por la posible cogeneración de energía, como una alternativa de uso del biogas producido en el tratamiento anaerobio.

- **Mano de obra directa.** El número y grado de calificación del personal requerido para operar y mantener una planta de tratamiento de agua residual están en función de la capacidad, complejidad, grado de equipamiento, necesidades locales de la planta y de la estructura social de la comunidad, por lo que cada planta tendrá condiciones únicas, requiriendo un conocimiento de la situación y opiniones sólidas que deben ser aplicadas en la selección y desarrollo del personal apropiado.

Para el caso del tren de tratamiento en estudio, únicamente se requiere de un técnico operador de planta de tratamiento y un laboratorista con cierto grado de experiencia y capacitación en el proceso. El primero estará encargado de vigilar el buen funcionamiento de la planta, mediante acciones rutinarias de operación, paro y arranque del equipo electromecánico, toma y envío de muestras, proporcionar mantenimiento preventivo, llevar un registro de los trabajos realizados, consumos energéticos, bitácoras, una de control de la calidad y cantidad del agua residual cruda y tratada y otras para cada

## Evaluación económica

equipo y su operación, mantenimiento, reparaciones, etc. y finalmente planear y emplear estrategias para garantizar la operación durante su ausencia.

El horario del operador será de 8 horas diarias, 6 días por semana, percibiendo una retribución de 4 salarios mínimos (Noyola y Sámano, 1996).

Cuando la planta está estable, el mismo operador puede realizar la parte analítica de monitoreo y control.

El desembolso que representaría el pago de mano de obra directa anualmente estaría dado por:

- Salario mínimo

- Los trabajadores tendrán derecho a recibir una prima vacacional que corresponda al periodo vacacional. Recibirán por cada año trabajado, un aguinaldo no inferior a 15 días de salario final y tendrán derecho a que se les inscriba al Instituto Mexicano del Seguro Social.

- La empresa deberá depositarle al trabajador en una cuenta bancaria el 2% de su sueldo como ahorro para su retiro (SAR); y el 3% de sus sueldos en el Fondo de la Vivienda de los Trabajadores.

Por tanto el desembolso total será aproximadamente igual a 5,322.94 USD.

- **Gastos de laboratorio.** Es necesario incluir gastos de laboratorio en los costos de producción para realizar el monitoreo y control de la planta. Esta erogación se consideró como un 100% de los gastos de mano de obra directa.

- **Depreciación.** Se calculó por el método de la línea recta a 10 años.

- **Mantenimiento.** El costo por mantenimiento de las instalaciones se estimó como el 3% anual respecto al monto de inversión inicial para el sistema (Sámano y Noyola, 1996).

Entre los gastos de operación tenemos:

- **Gastos de distribución y ventas.** Los gastos de operación donde están incluidos los gastos de venta y distribución de la biomasa, se establecieron como el 5% de los ingresos obtenidos.

Con base a cada rubro establecido aisladamente se procede a reportar los resultados del balance de pérdidas y ganancias, así como el presupuesto de flujo neto de efectivo, flujo de efectivo descontado, flujo de efectivo acumulado, valor presente neto, tasa interna de recuperación y tiempo de recuperación de la inversión, con el fin de obtener información adicional que permita concluir acerca de la posible factibilidad económica del proyecto.

#### **4.2.4. Premisas para la evaluación económica**

→ Los valores serán tomados en dólares americanos (USD) con tipo de cambio de 7.80 pesos por dólar (enero, 1997)

→ Escenario de análisis 10 años

→ Evaluación a precios constantes (solo se toma en cuenta la generación de riqueza a través de ganancias reales no inflacionarias).

→ La construcción se realizará en 1 año.

## Evaluación económica

→ El nivel de ocupación de la planta depende de la estabilización de los reactores con el agua residual.

→ A partir del 3 año se espera alcanzar la capacidad máxima de operación.

→ Impuesto sobre la renta del 35% de la utilidad bruta.

→ Reparto de utilidades del 10% de la utilidad bruta.

→ Tasa de descuento real ( sin inflación 10%). Se determina este valor por recomendaciones de negocios internacionales de la tasa líder Prime-Rate más cuatro puntos da un valor aproximado a 10%.

→ No se obtiene ningún tipo de financiamiento (recursos propios).

### Conceptos:

**Flujo de efectivo.** Se obtiene al adicionarle la depreciación a la utilidad neta.

**Flujo de efectivo descontado.** Se calcula en base a la siguiente

ecuación:  $FED = \frac{FE}{(1+i)^n}$ , donde  $i = 10\%$ ,  $n =$  período.

**Flujo de efectivo acumulado.** Es el resultado de la suma del flujo de efectivo descontado para un período  $n$  mas el flujo de efectivo descontado del periodo  $n-1$ .

**Tasa interna de recuperación.** Este concepto se determina a partir de los flujos de efectivo que se tienen para cada periodo. Se calcula despejando  $i^*$  (TIR) de la siguiente ecuación:

$$\text{Inversión total} = \frac{FE_1}{(1+i)^1} + \frac{FE_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{FE_{10}}{(1+i)^{10}}$$

**Tiempo de recuperación de la inversión.** Cuando el flujo de efectivo acumulado es positivo, se considera que la inversión es recuperada.

**Valor presente neto.** El valor presente neto es el resultado de la multiplicación del flujo de efectivo y un factor de descuento.

$$\text{Factor de descuento} = 1 / (1+i)^n$$

Periodo (n)	Flujo de efectivo (USD)	Factor de descuento $(1/(1+i)^n)$	Valor presente = Flujo de efectivo * factor de descuento (USD)
0	Inversión		
1	Flujo estimado	0.9090	Valor presente
2	Flujo estimado	0.8264	Valor presente
.	.	.	.
.	.	.	.
10	Flujo de efectivo	0.3855	Valor presente
Total			ΣVP

La diferencia entre ΣVP y el monto de la inversión total, es el valor presente neto.

#### 4.2.5. Resultados de la evaluación económica

Tabla 4.4. Resultados de la evaluación económica

Valor presente neto (USD, 1997)	359,366.45
Tasa interna de retorno	26.81%
Tiempo de recuperación de la inversión (años)	4.51

El valor presente es uno de los criterios económicos más ampliamente utilizados en la evaluación de proyectos de inversión.

## Evaluación económica

Consiste en determinar la equivalencia en el tiempo cero de los flujos de efectivo futuros que genera un proyecto y comparar esta equivalencia con el desembolso inicial. Cuando dicha equivalencia es mayor que el desembolso inicial, entonces, es recomendable que el proyecto sea aceptado.

Puesto que el valor es positivo, se recomienda adquirir el nuevo equipo.

Casi siempre es posible obtener una utilidad por una inversión. Lo que no resulta tan fácil es determinar si una tasa de retorno es suficiente para justificar la inversión.

Muchos factores deben ser considerados cuando se decide que una tasa de retorno es aceptable.

La tasa interna de retorno o tasa de retorno, como se le denomina frecuentemente, es un índice de rentabilidad ampliamente aceptado. Se define como la tasa de interés que reduce a cero el valor presente de una serie de ingresos y desembolsos. La tasa representa en términos económicos, el porcentaje o la tasa de interés devengada sobre el saldo aún no recuperado de una inversión de manera que el saldo restante al finalizar la vida de la inversión es igual a cero.

Una interpretación equivocada muy común de lo que se mide con la tasa de retorno se observa cuando la tasa de retorno de un proyecto se mira como la tasa de interés devengada por el desembolso inicial requerido para el proyecto.

Para inversiones donde el conocimiento sobre las tasas de interés futuras sea altamente incierto, la tasa de retorno constituye una forma

aceptable y fácil para comparar la factibilidad económica entre alternativas de inversión.

En general una tasa de retorno entre 20-30% podría ser el mínimo aceptable.

Por lo que respecta al tiempo de recuperación se puede considerar como una recuperación de la inversión total a mediano plazo.

#### **4.2.6. Análisis de sensibilidad**

Debido a que en el estudio económico pueden existir variaciones, referente al monto de la inversión inicial, uso de la biomasa, etc., es necesario realizar un análisis de sensibilidad con el objetivo de conocer el comportamiento para diferentes escenarios.

Para el análisis se consideraron los siguientes escenarios:

- Incremento del 10% de la inversión total
- Incremento del 20% en la inversión total
- Presencia de microorganismos tóxicos en la biomasa, lo que limita totalmente su uso.
- Incremento de contenido de proteína igual a 0.3 kg de proteína/kg de biomasa.
- Incremento del 20 % en gastos inherentes
- Incremento del 20 % en gastos operación
- Incremento del 20% en gastos totales (inherentes + operación).

Los escenarios que se proponen, son los que se pueden presentar de acuerdo a la estimación de costos de equipos, de gastos y a la

ausencia de estudios microbiológicos, bromatológicos aplicados a la biomasa obtenida en el tratamiento biológico.

#### **4.2.6.1. Resultados del análisis de sensibilidad**

Con fines comparativos, se presenta únicamente el valor presente neto, la TIR y tiempo de recuperación de cada uno de los escenarios.

Se observa que un incremento en la inversión total, representa un cambio significativo en los resultados de la evaluación económica, por tanto es importante profundizar en el estudio de precios para los equipos.

Los gastos inherentes son los que influyen en mayor parte, respecto a los de operación.

La ausencia de ingreso por venta de biomasa no influye de tal manera, que sea parte fundamental en la evaluación, sin embargo, un aumento de contenido de proteína, provoca un incremento significativo en la rentabilidad del sistema de tratamiento.

A continuación se presenta la evaluación económica para el escenario en análisis (10 años), así como las figuras 4.4, 4.5 y 4.6, donde se muestran las gráficas correspondientes al análisis de sensibilidad para los tres conceptos (TIR, VPN y tiempo de recuperación de la inversión).

EVALUACIÓN ECONÓMICA  
 PLANTA: TREN DE TRATAMIENTO (ANAEROBIO - AEROBIO)  
 LOCALIDAD: IRIMBO, MICHOACÁN  
 CAPACIDAD: 37100 M<sup>3</sup>/AÑO

**I. PRESUPUESTO DE INVERSIÓN FIJA**

	AÑO	0	1	2	3
<b>COSTOS DIRECTOS</b>					
COSTO DE EQUIPO		194,323.12			
INSTALACIÓN DE EQUIPO		31,091.70			
TUBERÍA		48,580.78			
INSTRUMENTACIÓN		9,716.16			
INSTALACIÓN ELÉCTRICA		19,432.31			
OTROS		5,425.00			
<b>TOTAL COSTOS DIRECTOS</b>		<b>308,769.07</b>			
<b>COSTOS INDIRECTOS</b>					
GASTOS ASOCIADOS		77,192.27			
<b>TOTAL DE COSTOS INDIRECTOS</b>		<b>77,192.27</b>			
<b>TOTAL DE INVERSIÓN FIJA</b>		<b>385,961.33</b>			

**II. PRESUPUESTO DE INGRESOS**

NIVEL DE OCUPACIÓN	0%	80%	90%	100%
VENTAS DE BIOMASA (Ton.)	0.00	11.13	12.52	13.92
INGRESOS POR VENTA DE BIOMASA	0.00	26,605.52	29,931.21	33,256.90
AHORRO POR DESCARGA DE AGUA	0.00	185,383.42	208,556.34	231,729.27
<b>TOTAL DE INGRESOS</b>	<b>0.00</b>	<b>211,988.93</b>	<b>238,487.55</b>	<b>264,986.17</b>

4	5	6	7	8	9	10

100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
13.92	13.92	13.92	13.92	13.92	13.92	13.92
33,256.90	33,256.90	33,256.90	33,256.90	33,256.90	33,256.90	33,256.90
231,729.27	231,729.27	231,729.27	231,729.27	231,729.27	231,729.27	231,729.27
264,986.17	264,986.17	264,986.17	264,986.17	264,986.17	264,986.17	264,986.17

## EVALUACIÓN ECONÓMICA (CONT.)

## III. PRESUPUESTO DE SERVICIOS AUXILIARES

	ANO	0	1	2	3
SERVICIOS AUXILIARES					
ELECTRICIDAD		0.00	21,433.72	24,112.94	26,792.15
<b>COSTO TOTAL</b>		<u>0.00</u>	<u>21,433.72</u>	<u>24,112.94</u>	<u>26,792.15</u>

## IV. PRESUPUESTO DE COSTOS INHERENTES

COSTOS DIRECTOS					
SERVICIOS AUXILIARES		0.00	21,433.72	24,112.94	26,792.15
MANO DE OBRA		0.00	5,322.96	5,322.96	5,322.96
LABORATORIO		0.00	5,322.96	5,322.96	5,322.96
<b>TOTAL DE COSTOS DIRECTOS</b>		<u>0.00</u>	<u>32,079.64</u>	<u>34,758.86</u>	<u>37,438.07</u>
COSTOS INDIRECTOS					
DEPRECIACIÓN		0.00	38,596.13	38,596.13	38,596.13
MANUTENIMIENTO		0.00	11,578.84	11,578.84	11,578.84
<b>TOTAL DE COSTOS INDIRECTOS</b>		<u>0.00</u>	<u>50,174.97</u>	<u>50,174.97</u>	<u>50,174.97</u>
<b>TOTAL COSTOS INHERENTES</b>		<u>0.00</u>	<u>82,254.61</u>	<u>84,933.83</u>	<u>87,613.04</u>

4	5	6	7	8	9	10
26,792.15	26,792.15	26,792.15	26,792.15	26,792.15	26,792.15	26,792.15
<u>26,792.15</u>						

26,792.15	26,792.15	26,792.15	26,792.15	26,792.15	26,792.15	26,792.15
5,322.96	5,322.96	5,322.96	5,322.96	5,322.96	5,322.96	5,322.96
5,322.96	5,322.96	5,322.96	5,322.96	5,322.96	5,322.96	5,322.96
<u>37,438.07</u>						
38,596.13	38,596.13	38,596.13	38,596.13	38,596.13	38,596.13	38,596.13
11,578.84	11,578.84	11,578.84	11,578.84	11,578.84	11,578.84	11,578.84
<u>50,174.97</u>						
87,613.04	87,613.04	87,613.04	87,613.04	87,613.04	87,613.04	87,613.04

## EVALUACIÓN ECONÓMICA (CONT.)

## V. GASTOS DE OPERACIÓN

	AÑO	0	1	2	3
GASTOS DE VENTA Y DISTRIBUCIÓN		0.00	1,330.28	1,496.56	1,662.84
TOTAL DE GASTOS GENERALES		0.00	1,330.28	1,496.56	1,662.84

## VI. PRESUPUESTO DE INGRESOS Y EGRESOS

INGRESOS TOTALES	0.00	211,988.93	238,487.55	264,986.17
(COSTOS INHERENTES)	0.00	82,254.61	84,933.83	87,613.04
UTILIDAD BRUTA	0.00	129,734.32	153,553.72	177,373.12
(GASTOS DE OPERACIÓN)	0.00	1,330.28	1,496.56	1,662.84
UTILIDAD DE OPERACIÓN	0.00	128,404.04	152,057.16	175,710.28
(IMPUESTO SOBRE LA RENTA)	0.00	44,941.42	53,220.01	61,498.60
(REPARTO DE UTILIDADES)	0.00	12,840.40	15,265.72	17,571.03
UTILIDAD NETA	0.00	70,622.22	83,631.44	96,640.65

## VII. PRESUPUESTO DE CAPITAL DE TRABAJO

INV. CAPITAL DE TRABAJO	0.00	46,315.36	52,104.78	57,894.20
INCREMENTO DE CAP. DE TRABAJO	0.00	46,315.36	5,789.42	5,789.42

4	5	6	7	8	9	10
1,662.84	1,662.84	1,662.84	1,662.84	1,662.84	1,662.84	1,662.84
1,662.84	1,662.84	1,662.84	1,662.84	1,662.84	1,662.84	1,662.84

264,986.17	264,986.17	264,986.17	264,986.17	264,986.17	264,986.17	264,986.17
87,613.04	87,613.04	87,613.04	87,613.04	87,613.04	87,613.04	87,613.04
177,373.12	177,373.12	177,373.12	177,373.12	177,373.12	177,373.12	177,373.12
1,662.84	1,662.84	1,662.84	1,662.84	1,662.84	1,662.84	1,662.84
175,710.28	175,710.28	175,710.28	175,710.28	175,710.28	175,710.28	175,710.28
61,498.60	61,498.60	61,498.60	61,498.60	61,498.60	61,498.60	61,498.60
17,571.03	17,571.03	17,571.03	17,571.03	17,571.03	17,571.03	17,571.03
96,640.65	96,640.65	96,640.65	96,640.65	96,640.65	96,640.65	96,640.65

57,894.20	57,894.20	57,894.20	57,894.20	57,894.20	57,894.20	57,894.20
0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

## EVALUACIÓN ECONÓMICA (CONT.)

## VIII. PRESUPUESTO DE FLUJO NETO DE EFECTIVO

	AÑO	0	1	2	3
<b>ENTRADAS</b>					
UTILIDAD NETA		0.00	70,622.22	83,631.44	96,640.65
DEPRECIACIÓN		0.00	38,596.13	38,596.13	38,596.13
<b>TOTAL DE ENTRADAS</b>		<b>0.00</b>	<b>109,218.36</b>	<b>122,227.57</b>	<b>135,236.79</b>
<b>SALIDAS</b>					
INVERSIÓN FIJA		365,961.33	0.00	0.00	0.00
INCREMENTO DE CAPITAL DE TRAB.		0.00	46,315.36	5,789.42	5,789.42
<b>TOTAL DE SALIDAS</b>		<b>365,961.33</b>	<b>46,315.36</b>	<b>5,789.42</b>	<b>5,789.42</b>
<b>FLUJO NETO DE EFECTIVO</b>		<b>-365,961.33</b>	<b>62,903.00</b>	<b>116,438.15</b>	<b>129,447.37</b>
<b>FACTOR DE DESCUENTO</b>		<b>1.00</b>	<b>0.91</b>	<b>0.83</b>	<b>0.75</b>
<b>FLUJO DE EFECTIVO DESCONTADO</b>		<b>-365,061.33</b>	<b>57,184.54</b>	<b>96,229.88</b>	<b>97,255.72</b>
<b>FLUJO DE EFECTIVO ACUMULADO</b>		<b>-365,061.33</b>	<b>-328,776.79</b>	<b>-232,546.91</b>	<b>-135,291.19</b>
INVERSIÓN RECUPERADA		NO	NO	NO	NO
TIEMPO DE RECUPERACIÓN		4.61			
VALOR PRESENTE NETO		359,366.45			
TASA INTERNA DE RETORNO		26.81%			

4	5	6	7	8	9	10
96,640.65	96,640.65	96,640.65	96,640.65	96,640.65	96,640.65	96,640.65
38,596.13	38,596.13	38,596.13	38,596.13	38,596.13	38,596.13	38,596.13
<u>135,236.79</u>						
0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<u>0.00</u>						
<u>135,236.79</u>						
0.68	0.62	0.56	0.51	0.47	0.42	0.39
92,368.55	83,971.40	76,337.64	69,397.86	63,088.96	57,353.60	52,139.64
-42,922.84	41,048.78	117,386.40	186,784.26	248,873.22	307,226.82	359,366.45
NO	SI	SI	SI	SI	SI	SI

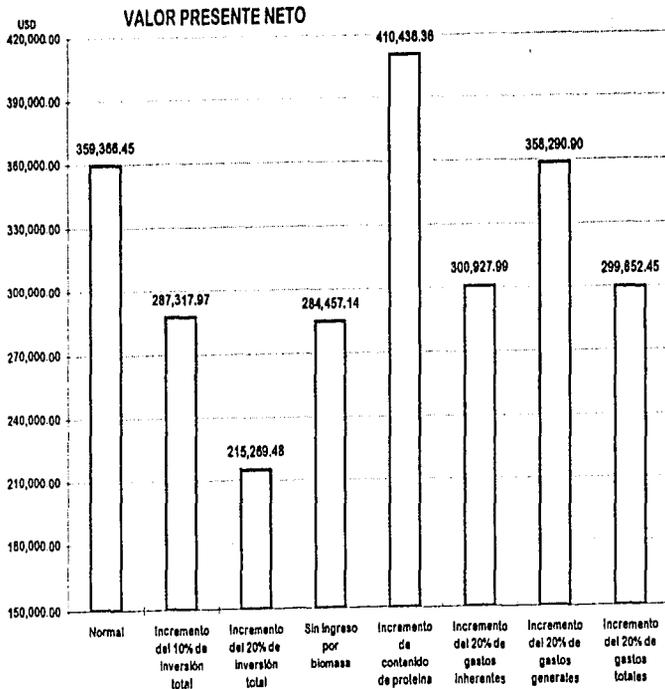


Figura 4.4. Análisis de sensibilidad: Valor presente neto

## TASA INTERNA DE RETORNO

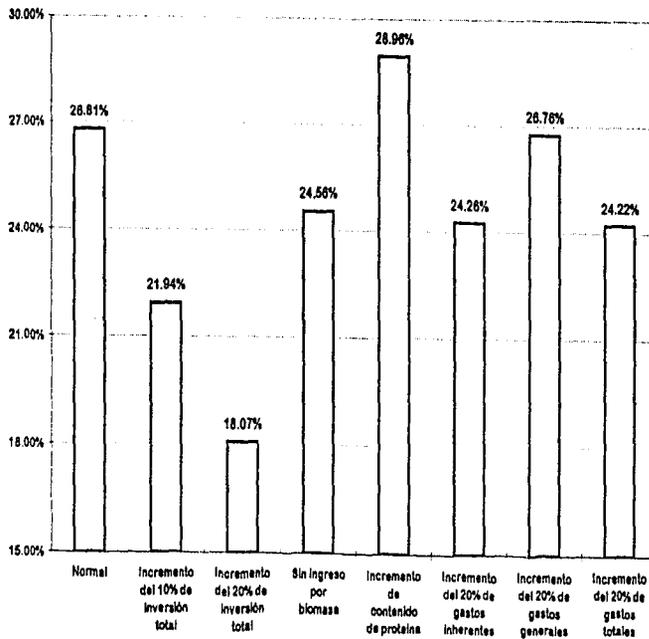


Figura 4.5. Análisis de sensibilidad: Tasa interna de retorno

## TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN

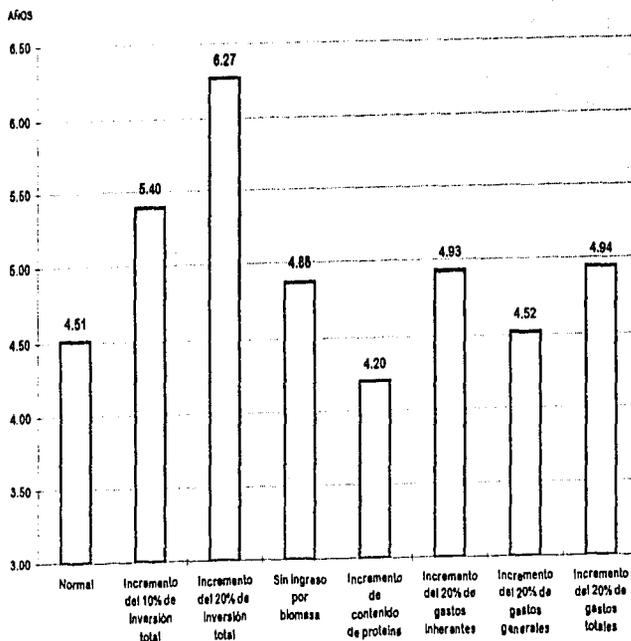


Figura 4.6. Análisis de sensibilidad: Tiempo de recuperación de la Inversión

## 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Con base a lo expuesto a lo largo del presente trabajo, se pueden establecer las siguientes conclusiones y recomendaciones:

A. Se considera que el proyecto es económicamente factible; sin olvidar que el objetivo principal de la planta de tratamiento es reducir el impacto ambiental que se tiene por la carga contaminante presente en el efluente de las plantas deshidratadoras de cempasúchil.

B. El sistema de tratamiento (anaerobio-aerobio) propuesto es técnicamente factible para el tratamiento de aguas residuales provenientes del cempasúchil; el porcentaje de remoción de material orgánico, medida como DQO, en condiciones estables es igual al 94%.

C. Con objeto de cumplir con la legislación ambiental vigente en México, es necesario buscar usos alternativos a las aguas tratadas como el riego de las zonas de cultivo.

D. Con objeto de dar un valor agregado a los subproductos del tratamiento es importante evaluar las productividades de biomasa para ambos tratamientos y sus posibles usos. Así como realizarse un estudio de mercado a fondo sobre la biomasa obtenida del tratamiento aerobio.

## Conclusiones y recomendaciones

E. Debe tenerse presente el aprovechamiento del biogás producido por vía anaerobia, con el fin de cubrir costos de servicios auxiliares y mantenimiento.

F. Hay que tener en cuenta que este trabajo está basado en la deshidratación de la flor por medio de ensilado y prensado, pero se debe fomentar tecnologías limpias para la deshidratación, con el fin de reducir el manejo de aguas residuales, provenientes de la misma flor.

a. Después que sea soportada la solicitud de inversión, realizar una etapa preliminar de la estimación de costos con un  $\pm 5\%$  de precisión sobre el monto global de la inversión.

## Bibliografía

Antonie, R.L. (1976). Fixed Biological Surfaces Wastewater Treatment. The Rotating Biological Contractor. CRC Press, Inc., Cleveland, Ohio, EEUUA.

Anónimo (1990). Efluentes de deshidratadoras. Reporte final. Pub. Laboratorios Bioquímex, S.A. de C.V. México, D.F.

Anuario Estadístico de la Producción Agrícola de los Estados Unidos Mexicanos. (1989-1994). Secretaría de Agricultura, Ganadería y Desarrollo Rural, SAGAR, México, D.F.

Anuario Estadístico del Comercio Exterior de los Estados Unidos Mexicanos. (1989-1994). INEGI, México, D.F.

Briónes, R., Espinoza, A., Moreno, G. y Noyola, A. (1993). Apuntes: 20 tópicos del tema Tratamiento anaerobio de aguas residuales, compilados y resumidos en el Instituto de Ingeniería, UNAM, México, D.F.

Casarrubias, M., y Hernández, J. (1996). Tratamiento de aguas residuales derivadas del ensilado y pensado del campesúchil (Tagetes erecta) en un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA o UASB-reactor). Tesis profesional. Facultad de Estudios Profesionales Zaragoza, UNAM, México D.F.

CNA. (1996). Comisión Nacional del Agua. Ley federal de derechos en materia de agua. México, D.F.

Charaklis, G. y Cooksey, E. (1983). Biofilms and microbial fouling. *Adv. Appl. Microbiol.*, 29:93-138.

Chávez, I., Ramírez, L., Pedroza, I.R. y Durán de Bazúa, C. (1995). Tratamiento aerobio de aguas diluidas de cempasúchil en un reactor de biodiscos. Informe técnico de proyecto. CEMPA-01-95. Pub. PIQA y QA. Facultad de Química, UNAM. México D.F.

Chemical Engineering. (1996). *Economic Indicators*, 103 (8):160.

Durán de Bazúa, C. y Pedroza de Brenes, R. (1985). Waste single cell protein (WSCP) production from cornmeal and corn dough industry wastewater. *Tecnología de alimentos*, 20(8):3-10.

Durán de Bazúa, C. (1983). Biologische Reinigung von Prozessabwassern aus der Maisverarbeitung. Zur Erlangung des Akademischen Grades eines Doktor-Ingenieurs der Fakultät für Bauingenieur und Vermessungswesen. Universität Karlsruhe. RFA. (Versión en español).

Durán de Bazúa, C., Briones, R., Ilangovan, K., Krishnan, R., Noyola, A., Pandiyan, T., Pedroza, R., Picaso, R.M., Ramírez-Burgos, I., Casarrubias, M., Chávez, I. y Hernández, G. (1994). Biodegradación de aguas de origen agroindustrial. Estudio de las aguas de proceso del cempasúchil (*Tagetes erecta*). Primer informe técnico CEMPA-01-93. Pub. UNAM, PUMA-PIQAYQA. México D.F.

Durán de Bazúa, C., Briones, R., Ilangovan, K., Krishnan, R., Noyola, A., Pandiyan, T., Pedroza, P., Picaso, R.M., Ramírez-Burgos, I., Casarrubias, M., Chávez, I. y Hernández, G., López, X. y Granados, E. (1995). Biodegradación de aguas de origen agroindustrial. Estudio de las aguas de proceso del cempasúchil (*Tagetes erecta*). Segundo informe técnico CEMPA-01-95. Pub. UNAM. PUMA-PIQAYQA. México D.F.

Eckenfelder, W. y Ford D.L. (1988). Water Pollution Control. Pemberton Press Jenkins Publishing, New York, EEUUA. pp. 131-144.

Eckenfelder, W.W., Patoczka, J.B. y Dulliam, G.W. (1988). Anaerobic vs aerobic treatment in the U.S.A. In Anaerobic Digestion, Hall E.R. y Hobson P. N. (eds.). Pergamon Press pp. 105-114.

Escárcega, A. y Pulido, R. (1986). Modelo Cinético para un Reactor Biológico Rotatorio usado en el Tratamiento Aerobio de Efluentes. Tesis Profesional, Facultad de Química, UNAM, México D.F.

GETSA. 1996. Grupo Tecnológico en Sistemas Ambientales S.A de C.V. 1996

Gujer, W. y Zehnder, B. (1983). Conversion processes in anaerobic digestion. Wat. Sci. Tech., 15 (8-9):127-167.

Iza, J. (1991). Fluidized bed reactors for anaerobic wastewaters treatment. Wat. Sci. Tech., 24 (8):109- 132.

Lettinga, G. y Hulshoff, L. (1991). UASB-process design for various types of wastewaters. *Wat. Sci. Tech.*, 24 (8): 87-107.

Noyola, A. (1993). Tratamiento anaerobio de aguas residuales. Curso Internacional Mexico-Centroamerica. Instituto de Ingenieria. UNAM, 16 al 24 de agosto. Mexico. D.F.

Peters, M. y Timmerhaus, K. (1986). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 3a. Ed. Mc Graw-Hill, Singapur.

Pulido, P., Escarcega, C. y Durán de Bazúa, C. (1987). Modelo cinético para reactores biológicos rotatorios usados en el tratamiento aerobio de efluentes líquidos de la industria del maíz. *Tecnol. Ciencia, Ed. (IMIQ)*, 2(1): 15-24.

Qazi, N., (1974) "Rotating Disk" *J.W.P.C.F.*, 46(8):528.

Sámano, J. y Noyola, A. (1996). Evaluación económica de sistemas de tratamiento de aguas residuales municipales para pequeñas comunidades. en *Memorias de X Congreso Nacional Ingeniería Sanitaria y Ambiental "La Ingeniería Sanitaria y Ambiental ante la Agenda XXI"*. Coordinación de Bioprocesos Ambientales Instituto de Ingenieria. UNAM, 14 al 16 de febrero. Toluca, Mex.

SARH. (1994). *Secretaria de Agricultura y Recursos Hidráulicos. Boletín Semanal de Información Agropecuaria y Forestal*. 127(3):2-4.

Stronach, S., Rudd, T. y Lester, J.N. (1986). Anaerobic digestion processes in industrial wastewater treatment. Springer-Verlag, Nueva York, EEUA.

Weiland P. y Rozzi A. (1991). The start-up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treatment systems: discussers report. Wat. Sci. Tech., 24(8): 257-277.

## Información consultada en internet

<http://www.primerate.com>  
(Tasa "Prime-Rate")

<http://www.upe.com>  
(Universal Process Equipment)

<http://dell.ieco.conacyl.mx/ta/tac.htm>

<http://pumas.iingen.unam.mx/info-ii/b2invest.html>