



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

COMPORTAMIENTO DE SISTEMAS DE BIOPELICULA  
EN LA REMOCION DE CONTAMINANTES EN  
AGUAS RESIDUALES

**TESIS MANCOMUNADA**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A N :  
BEATRIZ ORTIZ CARRILLO  
JOSE RODOLFO ROBLES MACIAS



MEXICO, D. F.

1993

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



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

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

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

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

## CONTENIDO

Resumen		
1.	Introducción	1
1.1	Problemática de la industria azucarera	1
1.2	Generalidades sobre los residuos de la industria azucarera	3
1.2.1	Breve descripción del proceso	3
1.2.2	Manejo y disposición de residuos	6
1.2.2.1	Residuos generados en la fabricación de azúcar y su utilización	6
1.2.2.2	Tratamiento de los efluentes	7
1.2.2.3	Aprovechamiento biotecnológico de residuos de la caña de azúcar	10
1.2.3	Tratamiento de efluentes de la industria azucarera	12
1.2.3.1	Aguas residuales	14
1.2.3.1.1	Tratamiento preliminar	16
1.2.3.1.2	Tratamiento primario	17
1.2.3.1.3	Tratamiento secundario	18
1.2.3.1.4	Tratamiento terciario	18
1.2.4	Disposición de polvos y humos	20
1.2.5	Disposición de residuos sólidos	22
1.2.5.1	Cachaza	22
1.2.5.2	Lodos	23
1.2.5.3	Problemas sanitarios	24

1.2.5.4	Métodos de disposición final de los residuos sólidos y subproductos	25
1.2.5.4.1	Obras complementarias	26
1.2.5.4.2	Selección del sitio	26
1.2.5.4.3	Selección preliminar	27
1.2.5.4.4	Recomendaciones de operación del relleno controlado	28
2.	Objetivos	29
3.	Fundamentos	30
3.1	Reactor intermitente	31
3.2	Reactor de tanque continuo agitado	33
3.3	Reactores en cascada	34
3.4	Reactor de flujo pistón	34
4.	Materiales y métodos	37
4.1	Secuencia experimental	37
4.2	Diseño y construcción del RBR	38
4.3	Estabilización del RBR	43
4.4	Experimentos intermitentes	45
4.5	Metodología analítica	45
5.	Resultados y discusión	48
5.1	Resultados	48
5.2	Discusión	49
6.	Conclusiones y recomendaciones	52
6.1	Conclusiones	52
6.2	Recomendaciones	53

**Nomenclatura**

**Bibliografía**

**Anexo A. Parámetros fisicoquímicos y biológicos**

**Anexo B. Tablas de datos obtenidos experimentalmente.**

## R E S U M E N

El presente trabajo tuvo como base la experimentación en un reactor biológico rotatorio (RBR), el cual se encuentra ubicado en el laboratorio de ingeniería química ambiental y química ambiental, perteneciente a la Facultad de Química.

Se realizaron investigaciones del comportamiento de un RBR, al tratar diferentes efluentes relacionados con la industria azucarera, con el fin de obtener criterios que permitan la integración del sistema de tratamiento de aguas de la industria en cuestión.

Se compararon dos diferentes materiales de soporte para la construcción de los discos que integran el reactor, teniendo como objetivo la selección del material más adecuado. Con el propósito de probar la resistencia de dichos materiales, se trató el efluente que presenta las características más agresivas, en este caso vinazas.

Para el adecuado seguimiento de la experimentación se realizaron las pruebas fisicoquímicas y bioquímicas correspondientes a: demanda química de oxígeno (DQO), demanda bioquímica de oxígeno en cinco días ( $DBO_5$ ), sólidos totales (ST), potencial de hidrógeno (pH), oxígeno disuelto (OD) y temperatura (T), que evalúan la calidad del agua analizada.

## 1. INTRODUCCION

### 1.1 PROBLEMATICA DE LA INDUSTRIA AZUCARERA

La industrialización en los países del tercer mundo se ha convertido en una necesidad, especialmente por el bajo costo asociado con materias primas y el alto precio asociado con productos manufacturados.

Sin embargo, debido a los altos precios de los paquetes tecnológicos y la forma de hacerlo, la obsolescencia en la tecnología adquirida es más la regla que la excepción, cuando la instalación de una nueva planta es realizada en estos países. Además, los conceptos ecológicos y las tecnologías limpias son difíciles de conocer; la generación de contaminantes o pérdida de materia prima y productos contenidos en los efluentes es un problema común asociado con muchas industrias.

En México, en particular, los datos estimados sobre generación de agua contaminada para 1990 fueron de  $184 \text{ m}^3/\text{s}$  y para el año 2000 se espera que sean  $207 \text{ m}^3/\text{s}$ , con una carga orgánica, medida como demanda bioquímica de oxígeno ( $\text{DBO}_5$ ), de 2.4 millones de toneladas. Estas cifras dan idea de la magnitud del problema que confrontarán los sectores de educación, gobierno y sociedad, no sólo para la provisión del servicio del agua, sino también para el tratamiento y disposición de aguas contaminadas (Durán et al. 1991).

En nuestro país existen 39 industrias consideradas como las mayores consumidoras del recurso hídrico y 9 de estas (azucarera, química, celulosa y papel, petrolera y petroquímica, refresquera, alcoholera, textiles, metalúrgica, eléctrica y alimenticia) producen los mayores volúmenes de aguas contaminadas, lo que equivale al 82% del total. Sólo las dos primeras generan el 59.8% del volumen total del sector industrial (Durán et al, 1991).

En tal contexto, la prioridad en la búsqueda de soluciones está claramente indicada por estos datos. En este trabajo se tomará a la industria azucarera como modelo de estudio.

De acuerdo a lo anterior se mencionan algunos aspectos importantes de la industria azucarera.

El cultivo de la caña de azúcar es una de las principales ramas de la agricultura en México. Sin embargo, en los últimos 20 años su mercado ha fluctuado, debido principalmente a la competencia dada por los endulzantes artificiales que provienen de países no productores de azúcar. Esta situación ha afectado adversamente la producción de los países azucareros, muchos de ellos pertenecientes a economías tercermundistas que dependen principalmente de la exportación de materias primas (Zedillo, 1992).

En México, la producción anual promedio de caña de azúcar es alrededor de 40 millones de toneladas, con una producción de 3.5

millones de toneladas de azúcar. Los subproductos remanentes representan una suma considerable de materia orgánica reusable y casi todos ellos son considerados como residuos contaminantes.

## 1.2 GENERALIDADES SOBRE LOS EFLUENTES DE LA INDUSTRIA AZUCARERA

### 1.2.1 BREVE DESCRIPCION DEL PROCESO

La fabricación de azúcar estándar tiene las siguientes etapas:

BATEY  
MOLIENDA  
CLARIFICACION  
SULFITACION  
EVAPORACION  
CRISTALIZACION  
CENTRIFUGACION  
SECADO Y ENVASE

**Batey.** En esta etapa, se procede al lavado de la caña para la eliminación de piedras, basura, entre otros; que representan un problema en el manejo de la misma. La caña es recibida en un área especial, en la cual es llevada por medio de bandas transportadoras hacia los molinos; sobre estas bandas están montadas cuchillas que rompen la caña convirtiéndola en trozos para una mejor molienda y extracción.

**Molienda.** La caña en trozos es recibida en los molinos, los cuales están en serie. Se utiliza agua de imbibición para facilitar la extracción del jugo remamente en el bagazo. El bagazo obtenido es

utilizado, generalmente, en las calderas como combustible para la generación de vapor.

**Clarificación.** Tiene por objeto la eliminación de las impurezas del jugo y se lleva a cabo favoreciendo una reacción química de precipitación a alta temperatura, entre los componentes indeseables del jugo y la cal, que se añade en forma de lechada.

La clarificación como todo el proceso de elaboración de azúcar, debe ser considerado como una eliminación de impurezas; así como en la molienda se ha "eliminado" la fibra, en la clarificación se trata de separar todas aquellas sustancias diferentes a la sacarosa, que se encuentran en solución o en suspensión, evitando a la vez introducir o favorecer la producción de este tipo de impurezas (Segoviano, 1992).

A la salida del clarificador se obtienen dos productos: el jugo claro que continúa hacia el área de sulfitación y evaporadores y los sólidos precipitados, conocidos como cachaza, que son enviados a filtros especiales, donde por medio de lavados se recupera el azúcar que todavía contiene. Este lavado o filtrado se envía nuevamente al área de clarificación. La calidad del azúcar a obtener depende básicamente de la eficiencia de la clarificación. La cachaza se elimina como torta semisólida.

**Sulfitación.** Para producir azúcar morena, de la llamada estándar,

se "blanquea" el jugo mediante la presencia de  $SO_2$ . Se quema azufre en un horno rotatorio y los gases resultantes se ponen a contracorriente en contacto con el jugo claro en una columna.

**Evaporación.** El jugo clarificado y sulfitado es pasado a evaporadores de múltiple efecto con el fin de eliminar el agua que viene con él. Generalmente constan de cuatro efectos y un preevaporador, de los cuales se obtiene una miel que es enviada a la sección de cristalización.

**Cristalización.** Las mieles recibidas son enviadas a cristalizadores con evaporación (tachos), en los cuales, nuevamente se extrae la mayor cantidad de agua posible. Las mezclas cristal-miel son enviadas a centrifugación.

En esta sección se induce la formación de cristales por medio de "pies de templa".

**Centrifugación.** Los cristales húmedos son enviados a centrifugas continuas que eliminan el agua restante. Los terrones son enviados a la sección de secado y envasado.

**Secado y envasado.** Los terrones de azúcar obtenidos son depositados en un secador, el cual obtiene el azúcar con las normas de sanidad requeridas; el azúcar ya obtenida es envasada en sacos por medio de tolvas y máquinas cosedoras que llevan al producto para su almacenamiento y posterior distribución (Méndez, 1974).

## 1.2.2 MANEJO Y DISPOSICION DE RESIDUOS

### 1.2.2.1 Residuos generados en la fabricación de azúcar y su utilización

Tomando como base una tonelada de caña de azúcar producida se tienen los siguientes productos (Durán et al, 1991):

350 kg de bagazo húmedo

100 kg de azúcar

60 kg de basura y paja

40 kg de miel final

40 kg de cachaza

100 kg de cabezas de caña

310 kg de agua evaporada

El bagazo es el residuo celulósico de la caña después de la extracción del jugo y está principalmente constituido por fibra y materia orgánica soluble. En México su uso es restringido para producir vapor en los ingenios por su combustión. Este proceso de combustión es ineficiente y genera cantidades considerables de cenizas que contaminan altamente las áreas vecinas al ingenio.

Hay dos tipos de plantas en México que tienen otro uso para el bagazo, un tipo para producir celulosa (alrededor de 10 ingenios) y otro tipo para producir tablas ligeras comprimidas (sólo dos). Hubo una planta que producía furfural, un importante producto químico.

pero actualmente está fuera de operación.

La basura, paja y las "cabezas" de caña son enviadas a los establos como alimento para animales. Sin embargo, su recolección representa costos asociados que, en ocasiones, son más altos que la materia prima. Por ello, estos productos son, con frecuencia, quemados en los campos sin rendir ningún beneficio creando problemas de contaminación.

Las melazas (miel final) son el licor obtenido en la cristalización final durante la recuperación de cristales de azúcar. Ha sido usado por siglos como una fuente de alimento para consumo animal. En México cerca del 50% de las melazas producidas son usadas en establos como forraje.

Las melazas son también usadas como materia prima en la producción de alcohol etílico, para consumo industrial y humano. Otros usos menores son principalmente en sistemas biotecnológicos, como producción de ácido cítrico, levaduras de panificación y cervecería, lisina y metionina, entre otros.

#### 1.2.2.2 Tratamiento de los efluentes

Durante el proceso de industrialización de la caña de azúcar se genera una cierta cantidad de residuos líquidos, sólidos y gaseosos, cuyas características contaminantes hacen necesario su

tratamiento con el fin de lograr la recirculación parcial o total de algunos de ellos y disminuir su impacto negativo en los cuerpos receptores o en las zonas de disposición final (Hernández, 1991).

Para el control de la contaminación ambiental de un ingenio azucarero, la Secretaría de Desarrollo Social (SEDESOL) ha establecido ciertas prioridades, especialmente con referencia a aguas residuales, de acuerdo al saneamiento de las cuencas hidrológicas contaminadas.

Estas prioridades se basan en el manejo óptimo de los subproductos contaminantes, en su tratamiento más económico por el momento, idóneo para nuestro país y en su reutilización, pues se tiene la ventaja de que los subproductos contaminantes en la industria azucarera son altamente biodegradables y susceptibles de ser usados y/o transformados en nuevos productos útiles.

Las prioridades de atención por elementos ambientales son:

- 1.- Control de la contaminación del agua
- 2.- Control de la contaminación del aire (puede ser considerada como prioritaria, si existen zonas urbanas alrededor del ingenio)
- 3.- Control de la contaminación por residuos sólidos

La atención de los contaminantes en forma prioritaria son las siguientes:

- 1) CACHAZA. Manejo en forma semisólida, tal y como sale de los filtros de vacío y distribuída a los campos cañeros.
- 2) AGUA DE LAVADO DE LA CANA. Riego de campos cañeros.
- 3) HUMOS Y POLVOS. Precipitación con cortinas de agua o colectores neumáticos

En esta obra se deben incluir, el tratamiento de las aguas de los lavadores de emisiones a la atmósfera y de los equipos. Los efluentes deben neutralizarse y las cenizas, arenas y sales enviarse a rellenos sanitarios.

- 4) GRASAS Y ACEITES. Recuperación con trampas de grasas y reuso como combustible a calderas.
- 5) LAVADOS ACIDOS Y ALCALINOS DE LOS EVAPORADORES. Neutralización y disposición de las sales en confinamientos controlados.
- 6) AGUA DE CONDENSADORES Y ENFRIAMIENTO. Enfriamiento y recirculación.
- 7) AGUAS NEGRAS. Métodos biológicos de tratamiento (como lagunas de estabilización facultativas, lodos activados, biodiscos, etc)

### 1.2.2.3 Aprovechamiento biotecnológico de residuos de la caña de azúcar

a) Bagazo. El primer residuo en orden de importancia, debido a su cantidad, es el bagazo. Para tener una idea de su uso en México, se presentan algunos datos del uso industrial del bagazo.

Tabla 1.1

Uso industrial del bagazo de caña de azúcar (Durán et al. 1991)

Industria	Cap. Anual (toneladas)	Producto
Celox, SA	---	celulosa
Celulosa y Fibra Nales, SA de CV	---	celulosa
Mexicana de Papel Periódico	100000	periódico
Compañía Industrial San Cristóbal	76000	pulpa, papel
Fábrica de Celulosa El Pilar, SA	22500	pulpa
Kimberly Clark de México, SA	60000	pulpa
Productora de Papel, SA	18000	pulpa
Fibrasin	40000	aglomerados
Productos Furánicos Mexicanos <sup>a</sup>	18000	furfural
Uso total del bagazo	316500	
Porcentaje	2	

<sup>a</sup> Actualmente fuera de operación.

Esta cantidad total representa únicamente el 2% de la generación anual de este subproducto. El resto es quemado en los ingenios para generar el vapor usado principalmente en la sección de molienda, evaporación y cristalización.

Este uso para producir celulosa y/o papel, debe contemplar el

tratamiento de las aguas residuales generadas durante su procesamiento.

Puede, además, aprovecharse para crear tableros comprimidos para construcción, puertas, etc. poniendo énfasis en países con pobres recursos forestales.

Finalmente, el bagazo puede ser sacarificado y fermentado, a través de procesos biotecnológicos, para producir combustibles líquidos como alcohol o masa microbiana rica en proteínas. Naturalmente, como los costos de materia prima son una porción predominante del costo total y se tienen entre ellos los costos de la materia prima fermentable, el uso de la sacarificación ácida o enzimática incrementa el costo del proceso, haciéndolo en el presente infactible (Durán et al, 1988).

b) Miel final. Este subproducto es ampliamente usado y no representa realmente un residuo. Su principal uso es, en parte, como alimento barato de animales (forraje). También es usado como materia prima en proyectos biotecnológicos, como una fuente barata de carbón, puesto que contiene alrededor del 14% de azúcar invertida, una mezcla de glucosa y fructosa, comparados con alrededor de 1% en las melazas de remolacha.

El más amplio uso de la miel final es la fermentación para producir etanol y los residuos que son generados durante su procesamiento,

involucran una disposición adecuada, para que el proceso sea ambientalmente aceptable.

c) Cachaza. Tiene un uso específico como fertilizante. El principal costo asociado con su uso es su transportación a las campos de caña. También el trabajo social limita su diseminación en los campos, especialmente cuando los campesinos no están convencidos de su beneficio como fertilizante.

### 1.2.3 TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE LA INDUSTRIA AZUCARERA

Un ingenio azucarero utiliza grandes cantidades de agua al llevar a cabo sus procesos, por lo que los volúmenes de agua residual son altos.

Para facilitar los estudios del agua y los efluentes residuales en la industria se debe conocer la fuente de los distintos efluentes parciales que van a formar el efluente total de la fábrica. Al respecto, Kastner (1965) sugería que las aguas residuales se dividan según sus propiedades fisicoquímicas y biológicas, sean tratadas separadamente y que se construyan diferentes equipos de degradación adecuados a sus diferentes características. Actualmente, en los países desarrollados ese es el procedimiento empleado.

En general, las aguas involucradas en el proceso de fabricación de azúcar y que dan origen a las aguas residuales son de dos tipos: aguas crudas o de suministro y aguas de condensados.

a) Aguas crudas o de suministro (lavado)

Se extraen de pozos, ríos y otras fuentes acuíferas. Fundamentalmente se utilizan para el enfriamiento de equipos, tales como bombas de vacío, evaporadores y cristalizadores, así como en el lavado de la caña de azúcar.

Las aguas crudas no deben ser utilizadas en la generación de vapor en las calderas, pues hay que tratarlas de forma especial para evitar fundamentalmente incrustaciones en las superficies de calentamiento, por lo que es más económico utilizar aguas de condensados para este fin y solamente completar con aguas crudas pretratadas ("suavizadas").

b) Aguas de condensados y residuales

Son las que proceden de la recolección de condensados obtenidos en los diferentes equipos de calentamiento y evaporación de la fábrica. Generalmente, hay un gran desperdicio de estas aguas de alta calidad que provocan pérdidas de recursos económicos e incrementan grandemente el caudal de aguas residuales. Esto se puede evitar dotando al ingenio de las instalaciones adecuadas que permitan almacenar y desviar cuando sea necesario los retornos de agua.

Se ha planteado que con el máximo uso de los condensados mediante una correcta recirculación se puede lograr la eliminación total o

parcial de las aguas crudas en el ingenio. Los condensados deben ser empleados en la imbibición, lavado de filtros, preparación de lechada de cal y en las centrifugas para la purga de las templeas.

#### 1.2.3.1 Aguas residuales

Se entienden por aguas residuales los desechos líquidos que se producen en las diferentes actividades del proceso. Estos varían, naturalmente, con su origen, el volumen de agua y los residuos que se tengan en el proceso antes de la descarga.

La caracterización de los efluentes es particular para cada ingenio; sin embargo, existen parámetros del gasto y composición dentro de las cuales caen las descargas de muchos ingenios.

Los contaminantes más significativos de algunas descargas de aguas residuales se muestran en la tabla 1.2.

Los valores de carga orgánica, medida como  $DBO_5$ , para algunos efluentes y su comparación con el intervalo de valores para este parámetro, fijados en las condiciones particulares de descarga de algunos ingenios, muestra que la carga orgánica total rebasa en gran medida los valores permitidos. Existen también otros parámetros que tienen valores mayores a los permitidos tales como la materia flotante, sólidos sedimentables, grasas, aceites, pH, temperatura de agua de condensados y coliformes totales para aguas domésticas/industriales.

**Tabla 1.2**  
**Caracterización promedio del agua residual**  
**proveniente de la fabricación de azúcar**  
**estándar (López, 1987).**

Parámetro	Concentración (mg/L)		
	mínima	media	máxima
pH	6	7	10
Temperatura (°C)	18	37	88
DBO <sub>5</sub>	20	714	36700
DQO	47	1091	176735
Sólidos totales	400	917	60200
SVI	85	456	31620
SST	20	418	46190
SSV	20	335	25216
Sólidos sedimentables	0.1	3	650
Materia flotante	0	1	2
Nitrógeno total	0.2	14	1260
Fosfatos totales	0.2	21	2000
Grasas y aceites	0	66	570

Estas aguas contienen millones de microorganismos y gran número de sustancias y compuestos orgánicos que, al acumularse unos y transformarse otros, afectan al medio ambiente. El principal efecto adverso sobre las corrientes receptoras es provocado por la materia orgánica, en particular la disuelta que disminuye el contenido de oxígeno disuelto en el seno del líquido receptor.

Cualquier corriente puede utilizarse para arrastrar los efluentes líquidos residuales, siempre y cuando las materias descargadas en

las aguas receptoras no pongan en peligro el sistema ecológico de la región.

El peligro de las aguas residuales no consiste solamente en su efecto económico directo, sino en su efecto indirecto, ya que cuando se contaminan las aguas superficiales y subterráneas, surge una amenaza de alcance impredecible para la salud de la población, así como trastornos en la producción, agricultura y la propia economía del agua.

Son muchos y muy complejos los métodos y equipos utilizados para el tratamiento de los efluentes líquidos. Un sistema completo de tratamiento puede incluir de forma general los siguientes procesos:

- Tratamiento preliminar
- Tratamiento primario
- Tratamiento secundario
- Tratamiento terciario

Esta clasificación, así como cualquier otra sobre los métodos de tratamiento, es arbitraria.

#### 1.2.3.1.1 Tratamiento preliminar

Tiene como objetivo la remoción de aquellos desechos formados por materiales voluminosos. Pueden usarse uno o varios de los siguientes dispositivos para este tratamiento:

- 1.Rejas de barras o rejas finas
- 2.Desarenadores
- 3.Desmenzadores
- 4.Tanques de pre-aireación
- 5.Trampas de grasa

#### 1.2.3.1.2 Tratamiento primario

En este tratamiento se separa o elimina la mayor parte de la materia sedimentable de las aguas residuales, aproximadamente del 40-60%, se separa por medios físicos y mecánicos. El proceso de sedimentación puede ser acelerado con la ayuda de productos químicos como algunas sales de hierro, alumbre y floculantes sintéticos (aunque aumenta el volumen de sólidos a disponer). El propósito fundamental de los dispositivos usados en este tratamiento es disminuir suficientemente la velocidad de las aguas para que puedan sedimentar los sólidos. Estos dispositivos son llamados tanques de sedimentación que, por su diversidad de diseños, pueden dividirse en cuatro grupos generales:

- 1.Tanques sépticos
- 2.Tanques de doble acción
- 3.Tanques de sedimentación simple ascendente con eliminación mecánica de lodos
- 4.Clarificadores de flujo ascendente con eliminación de lodos

También se separan los materiales más ligeros que el agua, como las grasas y aceites, por desnatado o flotación.

#### 1.2.3.1.3 Tratamiento secundario

Este tratamiento debe hacerse cuando las aguas residuales provenientes del tratamiento primario, posean una gran cantidad de materia orgánica disuelta biodegradable tal, que no pueden ser asimilados por las aguas receptoras sin afectarlas. El tratamiento secundario depende principalmente de la capacidad de los organismos aerobios o anaerobios para la descomposición de esos sólidos orgánicos disueltos, hasta su transformación en compuestos inorgánicos u orgánicos más estables, como los propios organismos.

#### 1.2.3.1.4 Tratamiento terciario

Las materias orgánicas en disolución o coloidales como detergentes, plaguicidas, compuestos sintéticos, colorantes y otros, así como los iones metálicos, pasan a través de los tratamientos convencionales (primario y secundario), prácticamente sin cambio alguno; por lo que, cuando los efluentes van a ser enviados a un cuerpo receptor (suelo o agua), se emplean de los tratamientos terciarios como recurso para eliminar estas sustancias. Cuando el efecto que causan en los sistemas biológicos es tóxico, este tratamiento debe hacerse previamente al tratamiento biológico o secundario.

Entre los tratamientos terciarios se tienen:

- 1.- Floculación
- 2.- Adsorción con carbón activado
- 3.- Intercambio iónico
- 4.- Electrodialisis
- 5.- Osmosis inversa
- 6.- Destilación
- 7.- Congelación
- 8.- Flotación
- 9.- Cloración y ozonación.

Para el tratamiento de las aguas residuales de los ingenios azucareros se han utilizado los sistemas conocidos como filtros biológicos o lechos empacados bacterianos, (procesos de biopelícula) o los floculados, como los llamados lodos activados o las lagunas de oxidación. Las lagunas de oxidación tienen bajos costos de inversión y operación, pero este sistema requiere de grandes extensiones de terreno. No puede construirse en suelos permeables, ni donde el manto freático esté cercano a la superficie. Todos estos hechos limitan la utilización de las lagunas (Cabrero et al, 1991).

La utilización de sistemas de biopelícula y lodos activados tienen mayores eficiencias que las lagunas de oxidación, requieren de menos espacio y presentan variantes muy ventajosas en la

utilización del agua residual tratada, pero los costos de inversión son elevados y esto es una desventaja a considerar, por lo que se buscan alternativas de tratamiento que puedan ser autofinanciables.

Esto es, que a partir de los efluentes se puedan obtener mejoradores de suelo, biogás, proteína "unicelular", etc. con lo que se pasaría de tener desechos contaminantes a productos comercializables.

#### 1.2.4 DISPOSICION DE POLVOS Y HUMOS

Del análisis de los colectores de hollín, se esperan resultados cercanos a los siguientes (López, 1987):

pH	8.2
Temperatura	40.0 °C
Sólidos sedimentables	90.0 mL/L
Materia flotante	2.0 g/L
Grasas y aceites	66.0 mg/L
Color (escala platino-cobalto)	50.0 unidades
Sólidos totales	10 308.0 mg/L
DQO	1 600.0 mg/L
Sólidos suspendidos totales	2 666.0 mg/L
DBO <sub>5</sub>	6 400.0 mg/L
Sustancias activas al azul de metileno	1.8 mg/L
Conductividad eléctrica	2 600.0 micromhos

En el caso de las cenizas de las calderas:

Humedad	31.88%
pH	7.2
"Flash point"	negativo
Insolubles en ácido	88.80%
Materia orgánica	11.20%
Plomo	negativo
Arsénico	negativo

Para los humos de las chimeneas:

Humedad	61.11%
pH	7.0%
"Flash point"	negativo
Insolubles en ácido	75.17%
Materia orgánica	24.84%
Piomo	negativo
Arsénico	negativo

Para tratar estos efluentes se pueden utilizar equipos como el "ventulón", el cual es un equipo diseñado para la captación del tizne que produce la combustión incompleta del bagazo de caña. Este equipo es un separador que elimina el tizne del gas de combustión en forma de suspensión, producida por el lavado de los humos y, a la vez, los lodos finos son centrifugados para evitar el arrastre de estos hacia las instalaciones adyacentes.

Las partículas micrométricas, como las provenientes del sopleteo de la mala combustión de bagazo y combustóleo, son retenidos en una gran cantidad, pero otra porción, sale a la atmósfera con los gases. Estas partículas por ser tan pequeñas no se precipitan en el exterior. Para efectuar este tipo de colección, se puede instalar un equipo de alta eficiencia llamado "nivel constante" que colecta casi el 100% de las partículas micrométricas, pero con un mayor requerimiento de presión estática en la descarga del ventilador de

tiro inducido, mayor consumo de potencia y un consumo adicional de agua.

La operación de estos equipos es totalmente automática, no hay necesidad de regular flujos de agua, gas ni lodos, ya que todo se diseña para operar sin manejos humanos, solamente es necesario una supervisión física ocular (López, 1987).

### 1.2.5 DISPOSICION DE RESIDUOS SOLIDOS

#### 1.2.5.1 Cachaza

Como ya se mencionó, el residuo que resulta del proceso de clarificación del jugo de caña, para la neutralización de los ácidos y para evitar la inversión de la sacarosa se obtiene por calentamiento del jugo alcalino hasta su punto de ebullición que coagula las proteínas y algunas de las grasas y ceras, originando la formación de un precipitado que deja el jugo claro.

La cachaza representa, por lo tanto, residuos de tierra, bagacillo, impurezas, fosfatos y una cierta cantidad de azúcar que no es rentable recuperar, por lo que se ha aceptado se disponga en los terrenos cañeros en forma cruda como mejorador de suelo.

La cachaza era la principal fuente de contaminación como residuo, ya que por lo general, se acumulaba en zonas aledañas al ingenio, o bien, se vertía en cuerpos de agua contaminándolos por carga

orgánica. Actualmente, prácticamente todos los ingenios la depositan sobre el suelo. Es importante pues estudiar, desde un punto de vista edafológico, su efecto sobre diferentes tipos de suelos.

#### 1.2.5.2 Lodos

Un factor importante dentro de cualquier sistema de tratamiento y, en ocasiones no tomado en cuenta, es el manejo y disposición de los lodos que se generan durante su operación. Lo más recomendable para este tipo de industria es la instalación de espesadores para disponerlos en rellenos de terrenos si no contienen sustancias dañinas.

Dada la naturaleza orgánica de los desechos del ingenio y el contenido de fibra en forma de bagazo o cachaza, resulta conveniente, previo tratamiento aerobio o anaerobio, la posibilidad de utilizarlos como "abonos" de tierras del cultivo de caña.

En el caso de estos residuos, se toma en cuenta la posibilidad de realizar recirculaciones, cambios de proceso y recuperación de subproductos para lograr la reducción de volúmenes por disponer y, en consecuencia, la reducción de cargas contaminantes, ya que al lograr cualquiera de estos objetivos se lograrán economías importantes.

Por principio de cuenta, se deberán hacer estudios para aprovechar

todos los productos de bagazo, miel final y cachaza, que puedan ser generados. Actualmente, el aprovechamiento económico de estos subproductos, que son causa de contaminación de agua, aire y suelo, demuestra el hecho de que el bagazo producido en la mayoría de los ingenios que se quema, puede ser vendido a un precio mayor, con el objeto de ser industrializado.

La problemática generada por los residuos sólidos es que causa la contaminación del aire al quemarse en forma controlada o en incendios que se producen por autocombustión o descuido de la gente, produciendo humos, cenizas, polvos fugitivos y al agua, por descargar los residuos sobre corrientes superficiales o cuerpos de agua, alterando sus características naturales y los ecosistemas.

#### 1.2.5.3 Problemas sanitarios

Una disposición inadecuada de residuos conlleva lo siguiente:

- Favorece la proliferación de fauna nociva como: ratas, moscas y mosquitos, que transportan gérmenes patógenos.
- Favorece la presencia de olores fétidos por fermentación de materia orgánica sin control y
- Provoca condiciones insalubres al crear ambientes propicios para todo tipo de gérmenes patógenos aumentando su multiplicación y su virulencia.

#### 1.2.5.4 Métodos de disposición final de los residuos sólidos y subproductos

El relleno sanitario es una técnica para la disposición final de los residuos sólidos en el suelo sin causar perjuicio al ambiente y sin causar molestias o peligros para la salud. Este método utiliza principios de ingeniería para confinar los residuos sólidos en un área lo menor posible, reduciendo su volumen al mínimo para cubrirlos con una capa de tierra al fin de cada jornada (López, 1987). Los requisitos mínimos que debe cubrir un relleno sanitario son básicamente:

-Tener la seguridad de que se preservarán las aguas subterráneas de los lixiviados, producto de los residuos sólidos del relleno al contacto con el agua de lluvia.

-Tener la seguridad de controlar el movimiento de los gases que se generan por descomposición de la materia orgánica de los residuos.

-Tener una cantidad adecuada del material de cubierta de tal forma que sea operable, compactable, sin materia orgánica y lo más impermeable posible.

Este método de disposición es barato y se puede aplicar a una amplia variedad de terrenos además de requerir una baja inversión de capital inicial, tener un bajo costo de operación, adaptabilidad y flexibilidad para aceptar una amplia variedad en su composición y

cantidad de residuos sin tratamiento previo.

Existen métodos operativos de relleno sanitario por área, trinchera y combinado cuya selección se realiza de acuerdo a la topografía del sitio seleccionado.

Las ventajas que presenta el relleno sanitario son: recuperación de terrenos inundables, evita la erosión de los suelos, eleva el contenido de materia orgánica en los suelos y sana el área mejorando sus condiciones y su aprovechamiento.

Desafortunadamente, México cuenta con pocas áreas que posean todas estas características deseables

#### 1.2.5.4.1 Obras complementarias

En este tipo de relleno sanitario, generalmente la cantidad de residuos sólidos por disponer son pequeños, aunque los problemas de contaminación y sanitarios persisten en menor escala. Aunado a esta situación se agrava el problema ante las economías raquíticas de las localidades, además de no justificar las inversiones si se requiere una serie de obras complementarias mínimas pero muy necesarias.

#### 1.2.5.4.2 Selección del sitio

Para la ubicación del sitio de confinamiento, deben observarse las siguientes restricciones:

-No ubicarlo en áreas de recarga o fuentes de abastecimiento de agua potable.

-No ubicarlo en áreas inundables como márgenes de ríos, lagunas, marismas, esteros, etc.

-No ubicarlo en áreas susceptibles de ser arrastradas por corrientes superficiales, como en barrancas o arroyos.

-No ubicarlo en zonas donde el terreno presente agrietamientos o fisuras o problemas de sismicidad.

-No ubicarlo en orillas de caminos o carreteras.

-No ubicarlo en obras o construcciones (alcantarillado, lloraderos, drenajes, etc) que obstruyan o tapen los escurrimientos.

-No ubicarlo cerca de líneas de alta tensión, oleoductos, gasoductos o infraestructura similar.

#### 1.2.5.4.3 Selección preliminar

Para seleccionar el sitio, se tomarán en cuenta los siguientes factores:

-Cercanía al ingenio

-Accesibilidad al sitio

-Disponibilidad de material de cubierta

- Capacidad volumétrica para recibir residuos
- Características aparentes del suelo como permeabilidad
- Cercanía a cuerpos de aguas superficiales
- Cercanía a pozos de abastecimiento
- Protección de mantos freáticos.

#### 1.2.5.4.4 Recomendaciones de operación del relleno controlado

Durante la operación del receptor de: residuos del ingenio tales como bagazo, cachaza, residuos de servicios lodos, grasas y aceites, deben tomarse en cuenta los factores siguientes:

- Compatibilidad de residuos
- Protección del suelo mediante impermeabilización
- Cubierta superficial para evitar la infiltración de agua a los residuos
- Venteo de gases
- Colección de posibles lixiviados.

## 2. OBJETIVOS

Para el caso de este sector industrial que, como puede verse, es relativamente complejo, se tiene un proyecto global de estudio de opciones para minimizar la generación de residuos sólidos, líquidos y gaseosos. El trabajo aquí presentado es una pequeña contribución a este proyecto global.

Los objetivos particulares de este trabajo son:

-Utilizar un sistema de biodiscos para el tratamiento independiente de tres efluentes relacionados con la industria azucarera.

-Comparar dos diferentes materiales de construcción de los discos que integran un reactor biológico rotatorio (RBR).

-Establecer la ecuación de rapidez de consumo correspondiente a la degradación de la materia orgánica efectuada en un RBR, teniendo como sustrato vinazas, utilizando un reactor intermitente.

En los siguientes capítulos se presentan los fundamentos en los que se basó este trabajo, las metodologías y diseños experimentales empleados, los resultados obtenidos y las conclusiones y recomendaciones que pueden derivarse de él.

### 3. FUNDAMENTOS

Frecuentemente surge la suposición de que el desarrollo futuro en las industrias de procesos bioquímicos seguirá, en gran medida, al de las industrias de procesos químicos. En tales afirmaciones está implícita la hipótesis de que el ingeniero bioquímico debe jugar en tal desarrollo un papel similar al que ha jugado el ingeniero químico en las industrias de procesos químicos.

Al ingeniero bioquímico le compete la investigación, el desarrollo, el diseño, la construcción y el funcionamiento de los procesos que incluyen materiales biológicos; la producción de alimentos, bebidas, compuestos medicinales y la depuración de aguas residuales son ejemplos de estas actividades. En estos momentos el número y la escala de operación de tales procesos está aumentando considerablemente (Atkinson, 1986).

Para realizar el diseño de cualquier reactor químico o bioquímico, es necesario basarse en los reactores de tipo intermitente, continuo agitado y flujo pistón. El reactor intermitente permite conocer las constantes cinéticas correspondientes a la ecuación de rapidez de la reacción involucrada. Dicha ecuación de rapidez es aplicada a las ecuaciones de diseño de un reactor. Dado que el RBR es un sistema de reactores en cascada, de tanque continuo agitado, su comportamiento puede semejararse a un reactor de flujo pistón.

### 3.1 REACTOR INTERMITENTE

Durante la operación del reactor intermitente no existe intercambio de materia con el exterior. Se alimentan los reactantes de una vez y cuando la reacción se ha efectuado se retira todo el contenido del reactor. En este sistema la temperatura, presión y composición pueden variar a lo largo del tiempo de operación (Blanco y Linarte, 1978).

Como se mencionó antes, el primer paso en el procedimiento lógico para el diseño del RBR, consiste en obtener una expresión adecuada de la rapidez de los procesos de reacciones químicas y esto requiere la obtención de datos experimentales. Se supone primero una ecuación de velocidad representativa, después se corrige y se corrobora la ecuación correspondiente. Esto proporciona una mejor ecuación de velocidad y mayores conocimientos sobre la cinética de la reacción, es decir, indica con mayor precisión, cuáles son las variables que afectan a la velocidad y en qué forma influyen en el curso de la reacción.

Considerando que los estudios cinéticos se llevan a cabo en un reactor intermitente con resistencias a la difusión y tomando en cuenta que el reactor a diseñar es una serie de reactores en cascada, las velocidades de difusión no serán iguales en las condiciones intermitentes y en las continuas. Por tanto, la velocidad observada en el reactor intermitente no será directamente

aplicable para los cálculos de diseño del RBR. Aún cuando los estudios cinéticos se lleven a cabo en un sistema similar al que se vaya a usar en la planta industrial, las investigaciones de planta piloto proporcionan información muy valiosa sobre los factores tan importantes como la distribución de temperaturas en el reactor y el efecto de los diseños especializados para mejorar los procesos.

Un balance de materia alrededor de todo reactor intermitente, para cualquier reactante A conduce a lo siguiente:

$$\text{Entrada} = \text{Salida} + \text{Acumulación} + \text{Lo que reacciona}$$

donde:

Entrada = Salida = 0, ya que no hay flujo

Acumulación =  $dN_A/dt$ , mol A/s

Lo que reacciona =  $(-r_A)*V$ , mol A/s

ó sea:

$$-dN_A/dt = (-r_A)*V \dots (1)$$

Considerando un reactor bien mezclado y composición uniforme en cada instante, con  $C_A$  y  $N_A$  variando con el tiempo:

$C_{A0}$  para  $t=0$

$C_A$  para  $t>0$

cuando  $V =$  constante, se tiene:

$$-dC_A/dt = -r_A$$

$$t = -\int dC_A / -r_A = C_{A0} \int dX_A / -r_A \dots (2)$$

La ecuación 2 relaciona las cuatro cantidades  $C_{A0}$ ,  $C_A$ ,  $-r_A$ ,  $t$ . así que, al conocer tres de ellas, permite evaluar la cuarta.

Si  $C_{A0}$ ,  $C_A$  ó  $t$  es la incógnita se integrará sencillamente la ecuación 2, analítica o numéricamente. Pero si  $-r_A$  es la incógnita el problema se hace más difícil y debe utilizarse un método diferencial ó integral para resolver la ecuación.

### 3.2 REACTOR CONTINUO DE TANQUE AGITADO

A diferencia del reactor intermitente en el cual se tienen varios valores de rapidez de reacción, en un reactor continuo de tanque agitado se posee sólo un valor de rapidez de reacción, el cual corresponde a la concentración que se tiene en el reactor. Este valor de rapidez de reacción es único, siempre que el flujo de alimentación sea continuo y constante; así como la concentración correspondiente a los reactivos. Ya que el reactor se considera perfectamente agitado, la concentración de salida de los productos es igual a la concentración en cada punto en el interior del reactor (Smith, 1991).

Un balance de materia en el reactor continuo agitado, para cualquier reactante A, en un volumen total V, lleva a lo siguiente:

$$\text{Entrada} = \text{Salida} + \text{Acumulación} + \text{Lo que reacciona}$$

donde:

$$\text{Entrada} = \text{Flujo molar de entrada, } F_{A0}$$

Salida = Flujo molar de salida,  $F_{Af} = F_{A0}(1-X_A)$   
 Acumulación = 0, por la condición de estado estacionario  
 Lo que reacciona =  $-r_A \cdot V$

lo que lleva a:

$$\begin{aligned} V/F_{A0} &= X_{Af}/(-r_A)_f \\ t = V/v_0 &= C_{A0} \cdot V/F_{A0} = C_{A0} \cdot X_{Af}/(-r_A)_f \dots (3) \end{aligned}$$

en el caso de líquidos, es válido escribir la ecuación (3) en función de concentraciones:

$$t = C_{A0} \cdot V/F_{A0} = V/v = (C_{A0} - C_{Af})/(-r_A)_f \dots (4)$$

### 3.3 REACTORES EN CASCADA

Se entiende por reactores en cascada, a un sistema de reactores continuos agitados conectados en serie. A medida que el número de reactores en el sistema se incrementa, su comportamiento se asemeja a un reactor de flujo pistón debido a que, para una conversión dada, el volumen de cada reactor puede considerarse diferencial. Las ecuaciones utilizadas son las correspondientes a las de un reactor de tanque continuo agitado, siendo la salida de uno la entrada del siguiente.

### 3.4 REACTOR DE FLUJO PISTON

En el reactor continuo la alimentación de los reactantes y la

salida de los productos se hace en forma ininterrumpida. Las variables del sistema, cuando el reactor alcanza el estado estacionario, son independientes del tiempo. Si el reactor es de flujo pistón, la variable independiente es la longitud del mismo a lo largo de la cual pueden existir variaciones de temperatura, presión y composición. En este reactor no hay mezclado en la dirección del flujo y sí existe un mezclado completo en la dirección perpendicular a la del flujo. Por consiguiente, el elemento de volumen en el balance de masa de este reactor, debe ser de longitud diferencial, pero puede prolongarse a lo largo de la totalidad del diámetro del reactor. En general, los reactores de flujo pistón se operan en estado estable, por lo que las propiedades en cualquier posición son constantes con respecto al tiempo.

Un balance de materia para cualquier reactante A alrededor de un pequeño elemento de volumen  $dV$  lleva a lo siguiente:

$$\text{Entrada} = \text{Salida} + \text{Acumulación} + \text{Lo que reacciona}$$

donde:

$$\text{Entrada} = \text{flujo de A a la entrada, } F_{A0}.$$

$$\text{Salida} = \text{flujo de A a la salida, } F_A.$$

$$\text{Acumulación} = 0 \text{ por ser flujo estacionario.}$$

$$\text{Lo que reacciona} = -r_A \cdot dV.$$

Por consiguiente, para cualquier punto del reactor:

$E_A$  = cualquier valor

$$F_{A0}dX_A = (-r_A)dV \dots (5)$$

$E_A = 0$

$$-dC_A = (-r_A)dt$$

La integración de la ecuación 5 para todo el reactor, cualquier  $E_A$  lleva a:

$$V/F_{A0} = \int dX_A / -r_A$$
$$t = C_{A0} \cdot V / F_{A0} = V/v_0 = C_{A0} \int dX_A / -r_A \dots (6)$$

Para el caso de líquidos y algunos sistemas gaseosos, se puede escribir también:

$$t = C_{A0} \cdot V / F_{A0} = V/v_0 = \int dC_A / -r_A \dots (7)$$

Estas ecuaciones relacionan la composición de alimentación, la composición de salida, el tamaño del reactor y la velocidad de reacción. Conociendo tres de ellas se determina la cuarta. Si se conoce la ecuación de velocidad, entonces la integral puede evaluarse directamente; de otra forma, se utilizarán procedimientos gráficos (Levenspiel, 1985).

Los siguientes capítulos muestran el desarrollo experimental que cubre los objetivos planteados.

#### 4. MATERIALES Y METODOS

##### 4.1 SECUENCIA EXPERIMENTAL

Como se mencionó anteriormente, en un ingenio azucarero existen diferentes tipos de aguas residuales a lo largo del proceso. En este estudio se planteó como objetivo la integración de un sistema de tratamiento de aguas residuales de un ingenio azucarero con una fábrica productora de papel a partir de bagazo de caña de azúcar y una destilería de alcohol etílico a partir de miel final. Por esta razón, se trataron tres efluentes contaminantes relacionados con las industrias en estudio. Dichos efluentes fueron los siguientes:

- a) Vinazas.- Es el residuo que se obtiene después de la destilación de alcohol etílico, a partir de miel final fermentada.
- b) Agua de lavado.- Es el agua residual proveniente del lavado de la caña de azúcar y de las centrifugas.
- c) Aguas blancas.- Son los residuos del procesamiento de papel, a partir del bagazo de caña.

Debido a que los tres efluentes contienen cargas orgánicas altas, se eligió un sistema de tratamiento biológico capaz de degradar la materia orgánica contenida y, al mismo tiempo, soportar cambios relativamente drásticos en las condiciones de operación; tales como: variación de flujo, carga orgánica, temperatura, entre otros.

El sistema seleccionado es un reactor biológico rotatorio (RBR) que, desde luego, cumple con las características antes mencionadas (Durán et al. 1986).

En estudios anteriores sobre los RBRs se plantea la posibilidad de utilizar un medio de soporte para la biopelícula resistente a cambios climatológicos y altos niveles de corrosión generados por el agua a tratar y el ambiente mismo, surgiendo el acero inoxidable como material de soporte. Cabe mencionar que el material de soporte en la mayoría de los RBR es poliestireno, acrílico o uniceL.

Dadas las características generales de agresividad de cada uno de los efluentes, las vinazas son el efluente ideal para experimentar la resistencia y respuesta del nuevo material.

Como uno de los objetivos del presente trabajo era la determinación de la ecuación de rapidez involucrada en la degradación de las vinazas, se llevó a cabo un experimento para este fin.

#### 4.2 DISEÑO Y CONSTRUCCION DEL RBR

Para el diseño de los reactores biológicos rotatorios existen algunos criterios de diseño, los cuales no están dados en forma definitiva por tratarse de un proceso novedoso en donde los fenómenos de la microbiología y de la bioquímica no han podido ser explicados a profundidad. Los modelos matemáticos han sido desarrollados para definir las relaciones entre las variables

dependientes e independientes que intervienen en un proceso (Escárcega y Pulido, 1986; López-Martínez, 1992).

Para realizar las pruebas experimentales se disponía de un RBR con una capacidad volumétrica de trabajo de 20 L, siendo posible su división en hasta 10 cámaras, con un volumen por cámara de 2 L. Los discos de soporte tienen un diámetro de 0.3 m.

Los experimentos realizados para los tres sustratos antes mencionados, se llevaron a cabo en un RBR de discos de acrílico, con las características mencionadas en la tabla 4.1.

Tabla 4.1

Resumen de las características del reactor biológico rotatorio (RBR) experimental

Característica	Valor
Número de etapas	10
Número de discos por etapa	2
Diámetro de los discos, m	0.3
Espesor de los discos, m	0.003
Área superficial total por etapa, m <sup>2</sup>	0.2827
Volumen de líquido por etapa, m <sup>3</sup>	0.002
Relación área/volumen, m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	141.4
Porcentaje de disco sumergido, %	40
Velocidad de rotación de los discos, rpm	30

El experimento correspondiente a la prueba de material de soporte, se realizó en dos RBR, en paralelo, uno con discos de acero y el otro con discos de acrílico; con las características mencionadas en

la tabla 4.2.

Tabla 4.2

Resumen de las características de los reactores biológicos rotatorios (RBR) en paralelo

Característica	Valor
Número de etapas	2
Número de discos por etapa	3
Diámetro de los discos, m	0.3
Espesor de los discos, m	0.003
Área superficial total por etapa, m <sup>2</sup>	0.4241
Volumen de líquido por etapa, m <sup>3</sup>	0.004
Relación área/volumen, m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	106.0
Porcentaje de disco sumergido, %	40
Velocidad de rotación de los discos, rpm	20

El RBR consta de una base de lámina galvanizada recubierta con pintura anticorrosiva. Tal base es una tina de forma semicilíndrica, con objeto de evitar al máximo zonas de mezclado deficiente y consecuente anaerobiosis.

Para evitar el retomezclado entre cámaras y favorecer el tratamiento secuencial del líquido suministrado (Durán, 1981), se le dió al RBR una pendiente negativa de 1.5° aproximadamente.

#### Partes y especificaciones del reactor

El RBR consta de una tina semicilíndrica, contiene el líquido

residual y los flóculos microbianos generados durante el proceso de biodegradación. La base se subdividió en cámaras de igual tamaño para los experimentos en serie y paralelo, 10 y 5 respectivamente, separadas por mamparas de acrílico. Las cámaras se intercomunican mediante un par de ranuras laterales localizadas en la parte superior extrema de cada mampara. Estas ranuras permiten el paso del líquido hacia la siguiente cámara cuando éste ha llegado al nivel máximo de capacidad.

Los discos están sujetos a un sólo eje de acero inoxidable, el cual es movido a partir de un juego de poleas acopladas a un motor eléctrico, de corriente directa de 1/10 de HP de potencia, cuya velocidad de rotación es regulada electrónicamente.

Una vez que el líquido en tratamiento es pasado a través del reactor es colectado en un sedimentador secundario de 20 L de capacidad, construido en acrílico (Fig 4.1).

#### Arranque y operación del RBR

El arranque del reactor se hizo con agua corriente para detectar posibles fugas entre mamparas, medir el volumen real de trabajo de cada cámara y total (con discos inmersos), así como posibles fallas en el motor y en el regulador de velocidad de rotación de los discos. También se realizaron ajustes en la separación de los discos, con el fin de optimizar el mezclado del licor en el reactor.

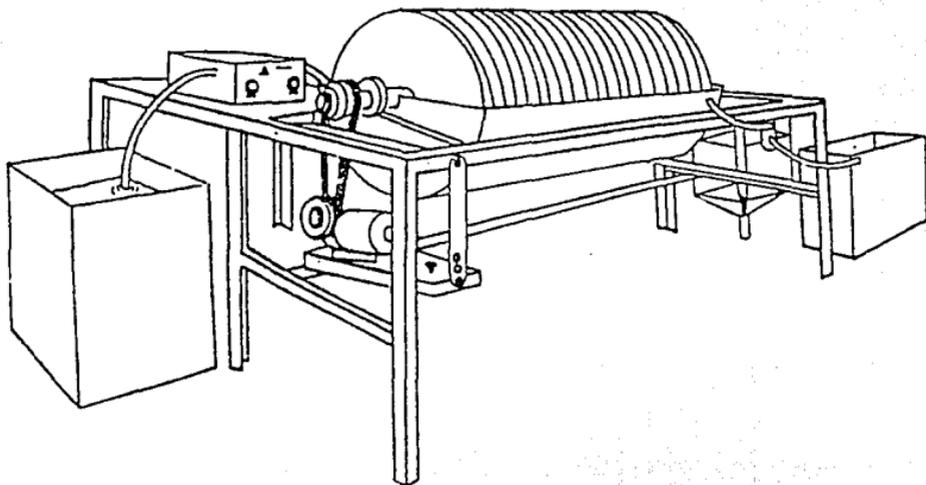


FIG. 4.1 Reactor biológico rotatorio (RBR) experimental de 20L  
(Luna-Pabello, 1990)

Para disminuir el tiempo de estabilización de la película biológica activa y, en consecuencia, el tiempo de estabilización del reactor, se realizó lo siguiente:

a) Se agregó en todas las cámaras del reactor, líquido residual (vinazas diluídas con agua de la llave, agua de lavado o aguas blancas, según sea el caso) a una concentración de materia orgánica constante (2000, 2000 u 800 mg/L, respectivamente, medida como DQO).

b) Se mantuvo la rotación de los discos a 15 rpm durante una semana. En este período el reactor permaneció a flujo cerrado (sin alimentación), con el fin de favorecer la adhesión de los microorganismos al soporte, únicamente se agregaba el volumen evaporado para evitar un cambio brusco en el sistema.

Posteriormente, se suministró gradualmente un flujo continuo, por medio de una bomba peristáltica Masterflex, de forma que el tiempo de residencia en el reactor fuese de 24 horas. La velocidad de rotación se incrementó a 30 rpm, debido a que estudios previos revelaron que ésta es la adecuada para mantener la concentración de oxígeno en condiciones aerobias con la mayor eficiencia de remoción y, a la vez, evitar el desprendimiento de la biopelícula (Fig. 4.2) de los discos por el esfuerzo cortante de la superficie del agua.

Se inoculó cada cámara al inicio de la operación y de manera

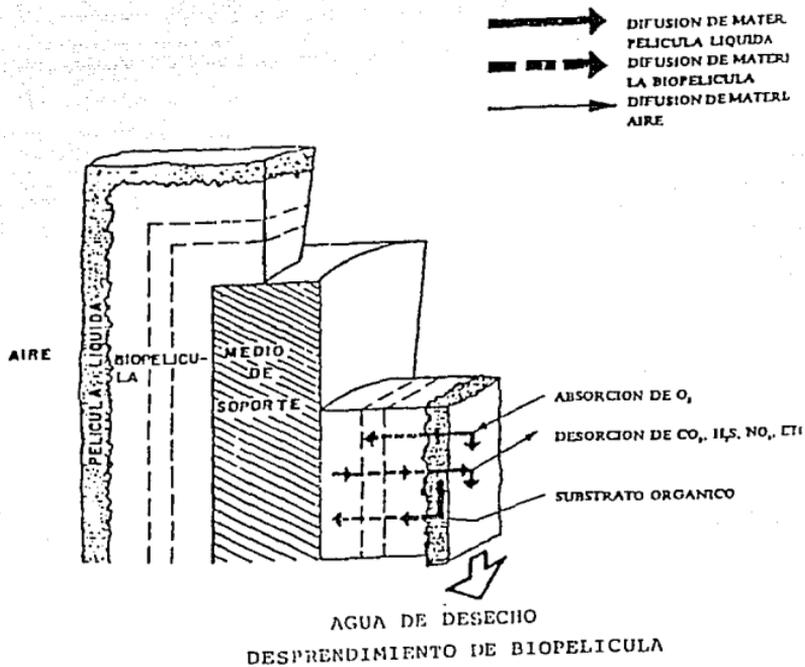


FIG. 4.2 Esquema de una película biológica activa fija  
(Escárcega y Pulido, 1986)

periódica, con microorganismos obtenidos de otro RBR que trataba vinazas diluidas (Pompa, 1993).

El líquido alimentado sirve como fuente de alimento permanente para los microorganismos establecidos, tanto en la superficie de los discos, como en el líquido contenido en las cámaras (licor mezclado). Lo anterior promueve el incremento en el grosor de la película biológica y el número y tamaño de los flóculos suspendidos.

#### **Establecimiento de las condiciones de operación del RBR**

Para evaluar el comportamiento fisicoquímico y detectar la estabilidad depurativa del RBR, se registraron periódicamente las características de las muestras provenientes de las cámaras del RBR; la temperatura y el pH con un multímetro Poly-Pram modelo PA-22 y el oxígeno disuelto con un medidor Orion modelo 720A. Se realizaron análisis del contenido del material disuelto, medido como demanda química de oxígeno, DQO (APHA, 1981), usando para este fin, un digestor de la marca Behr (RFA), cuya técnica y equipo se describen en el anexo A (Bekris, 1992).

#### **4.3 ESTABILIZACION DEL RBR**

Para lograr la etapa de estabilización del reactor de biodiscos, es necesario mantener un flujo de alimentación continuo y de concentración constante, con el objeto de suministrar una

concentración permanente a cada cámara. Para comprobar esto, se realizan análisis de DQO de cámaras alternadas.

Al obtener valores similares (10% de variación máxima) en diferentes muestreos de estas cámaras, se analizan todas las cámaras del reactor de la misma forma y, si no existe variación considerable, se dice que el reactor ha alcanzado el estado estable.

#### **Experimentación con diferentes sustratos**

De acuerdo con los objetivos de establecer la posibilidad de integración de un ingenio azucarero, industria papelera y destilería, en lo que a tratamiento de aguas residuales se refiere, es necesario llevar a cabo una serie de experimentos que involucren los tres sustratos, apegándose a las condiciones reales de salida de cada uno; utilizando los mismos métodos de análisis fisicoquímicos y bioquímicos para los tres casos.

#### **Experimentación con diferentes materiales**

Para cumplir con el objetivo de verificar la utilidad del acero inoxidable como material de construcción del soporte, en el tratamiento de aguas residuales agresivas, se realizó un experimento utilizando dos reactores en paralelo, uno con discos de acrílico y el otro con discos de acero inoxidable, realizando un seguimiento visual y fisicoquímico del comportamiento de ambos

reactores. Los métodos de análisis fisicoquímicos y bioquímicos fueron iguales a los utilizados en la experimentación con diferentes sustratos.

#### 4.4 EXPERIMENTOS INTERMITENTES

En la realización de los experimentos intermitentes para obtener una rapidez de degradación en vinazas diluídas se tomaron en cuenta factores que influyen significativamente en el desarrollo microbiano, tales como: pH, OD y temperatura que, conjuntamente con la masa microbiana inicial, permitieron el seguimiento fisicoquímico de la reacción.

#### 4.5 METODOLOGIA ANALITICA

##### Análisis fisicoquímicos y bioquímicos del agua a tratar

Existen diferentes parámetros para evaluar la calidad del agua. De estos, deben seleccionarse aquellos que garanticen el funcionamiento adecuado del sistema, en lo que a demanda química y bioquímica de oxígeno se refiere, así como sólidos totales y disueltos. También debe garantizarse la elección de parámetros útiles desde el punto de vista biológico tales como el pH y el oxígeno disuelto, los cuales permiten conocer las condiciones favorables del medio acuoso para la actividad microbiana. Para verificar que la temperatura fuese constante se tomaron registros diarios de la temperatura ambiente, del líquido de alimentación y

de cada una de las cámaras del reactor con un multímetro Poly-Pram modelo PA-22.

#### **Registros de pH y oxígeno disuelto**

Se realizaron registros diarios de pH y oxígeno disuelto con un multímetro Orion modelo 720A, de acuerdo con el manual de operación.

#### **Demanda química de oxígeno (DQO)**

La demanda química de oxígeno se define como: "una medida del equivalente de oxígeno de la fracción orgánica susceptible a la oxidación por permanganato o dicromato de potasio, en una solución ácida" (Durán, 1981).

Este análisis se realizó periódicamente tres veces por semana, previa toma y centrifugación de las muestras. La metodología llevada a cabo fue la aprobada por la APHA (1981), cuya técnica y equipo se describen en el anexo A.

#### **Demanda bioquímica de oxígeno (DBO<sub>5</sub>)**

Esta prueba consiste en estimar, durante un período de 5 días a 20°C, la cantidad de oxígeno requerida, como consecuencia de la actividad metabólica de los microorganismos inoculados. A partir de dicho metabolismo, los microorganismos efectúan la transformación de sustrato (material orgánico disuelto biodegradable), en energía metabólicamente disponible. El equipo utilizado fué un repirómetro

Voith-Sapromat B-6, el cual se apega a los requerimientos establecidos por la APHA (1981). La metodología a seguir y la descripción más detallada del equipo se encuentran en el anexo A.

## 5. RESULTADOS Y DISCUSION

### 5.1 RESULTADOS

En las tablas 5.1 y 5.2 (Figs. 5.1-5.6), se muestran los valores promedio obtenidos en la evaluación fisicoquímica y bioquímica en la operación del reactor, durante la fase de régimen permanente de los efluentes analizados (vinazas diluidas y aguas blancas).

Cabe mencionar, que unicamente se presentan dos efluentes, debido a que el comportamiento mostrado por el reactor al tratar el efluente correspondiente al agua de proceso, en este caso elaborada sintéticamente, presentó inestabilidad en la formación de la biopelícula y, consecuentemente, del reactor mismo.

Este comportamiento puede atribuirse a la dudosa calidad del azúcar estándar utilizada (exceso de cenizas sulfatadas) en un caso y a la presencia de sustancias no identificadas en lo que a azúcar refinada concierne.

La tabla 5.3 muestra la respuesta obtenida durante la operación del reactor en paralelo alimentado con vinazas, utilizando dos materiales de soporte distintos, acero inoxidable y acrílico.

Por último, la tabla 5.4 expone los valores más representativos obtenidos durante el seguimiento de la reacción de degradación de materia orgánica presentada en un reactor intermitente.

**TABLA 5.1**

<b>SUSTRATO : U I N A Z A S</b> TEMPERATURA : 28°C      VEL. ROT. : 32 RPM      ETAPAS : 10 COMPORTAMIENTO ESTADO ESTABLE				
CAMARA	D Q O (mg O <sub>2</sub> /L)	$\eta$ (%)	pH	O D (mg O <sub>2</sub> /L)
ENTRADA	2025		4.6	0.002
1	1523	24.8	6.5	0.102
2	1229	39.3	7.0	0.098
3	1278	36.9	7.1	0.378
4	999	50.6	7.3	1.200
5	919	54.6	7.5	2.225
6	1102	45.5	7.5	3.360
7	1116	44.9	7.6	4.076
8	981	55.5	7.7	6.237
9	1022	49.5	7.7	7.700
SALIDA	763	62.3	7.8	7.000

Tabla 5.1 Comportamiento del RBR cuando es utilizado como sustrato vinazas diluidas. Material de soporte acrílico. So=2000 DQO

# FIG. 5.1

## REMOCION DE DQO EN VINAZAS

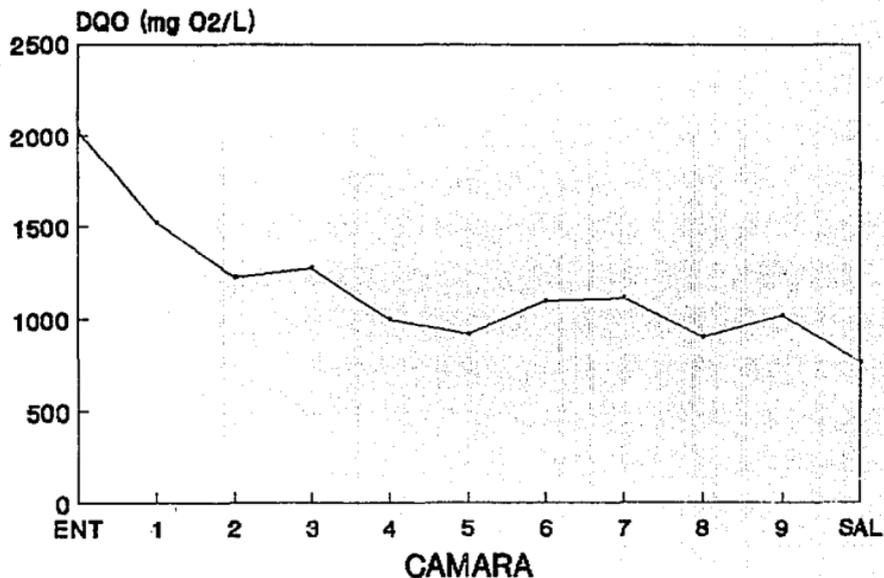


Figura 5.1 Comportamiento del RBR en la remoción de DQO, cuando se usan vinazas diluidas como sustrato. Condiciones: 20°C, 32 rpm, 10 etapas. S<sub>0</sub>=2000 DQO.

## FIG. 5.2 COMPORTAMIENTO DE pH EN VINAZAS

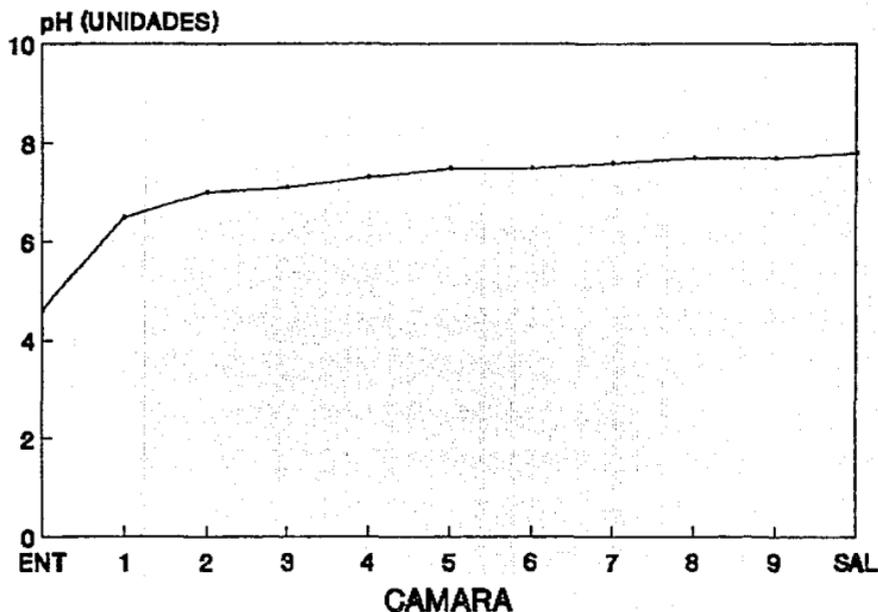


Figura 5.2 Comportamiento del RBR en el valor de pH, cuando se usan vinazas diluidas como sustrato. Condiciones: 20°C, 32 rpm, 10 etapas.  $S_0=2000$  DGO.

## FIG. 5.3 COMPORTAMIENTO DE OD EN VINAZAS

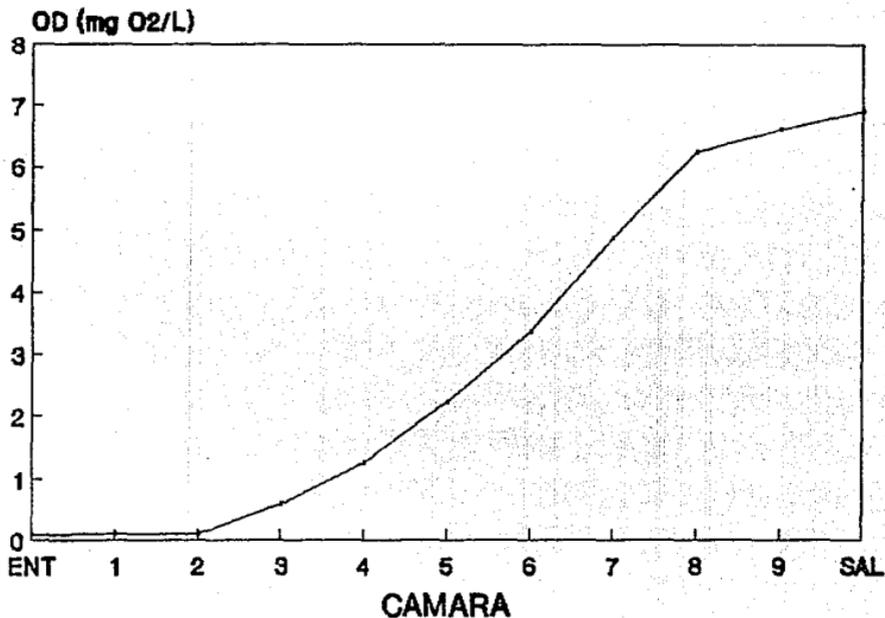


Figura 5.3 Comportamiento del RBR en el valor de OD, cuando se usan vinazas diluídas como sustrato. Condiciones: 20°C, 32 rpm, 10 etapas. S<sub>0</sub>=2000 DGO.

**TABLA 5.2**

<b>SUSTRATO : AGUAS BLANCAS (PAPEL)</b>				
TEMPERATURA : 28°C      VEL. ROT. : 32 RPM      ETAPAS : 18				
COMPORTAMIENTO ESTADO ESTABLE				
<b>CAMARA</b>	<b>D Q O (mg O<sub>2</sub>/L)</b>	<b>η (%)</b>	<b>pH</b>	<b>O D (mg O<sub>2</sub>/L)</b>
<b>ENTRADA</b>	<b>806</b>		<b>6.4</b>	<b>0.691</b>
<b>1</b>	<b>608</b>	<b>14.6</b>	<b>7.5</b>	<b>4.594</b>
<b>2</b>	<b>718</b>	<b>10.9</b>	<b>7.8</b>	<b>8.572</b>
<b>3</b>	<b>688</b>	<b>14.6</b>	<b>7.8</b>	<b>5.364</b>
<b>4</b>	<b>621</b>	<b>22.9</b>	<b>7.9</b>	<b>5.367</b>
<b>5</b>	<b>579</b>	<b>28.2</b>	<b>7.9</b>	<b>5.835</b>
<b>7</b>	<b>472</b>	<b>41.4</b>	<b>7.9</b>	<b>5.785</b>
<b>9</b>	<b>537</b>	<b>33.4</b>	<b>7.9</b>	<b>6.257</b>
<b>SALIDA</b>	<b>435</b>	<b>46.9</b>	<b>7.9</b>	<b>6.463</b>

Tabla 5.2 Comportamiento del RBR cuando es utilizado como sustrato aguas blancas de papel. Material de soporte acrílico. So=800 DQO

## FIG. 5.4 REMOCION DE DQO EN PAPEL

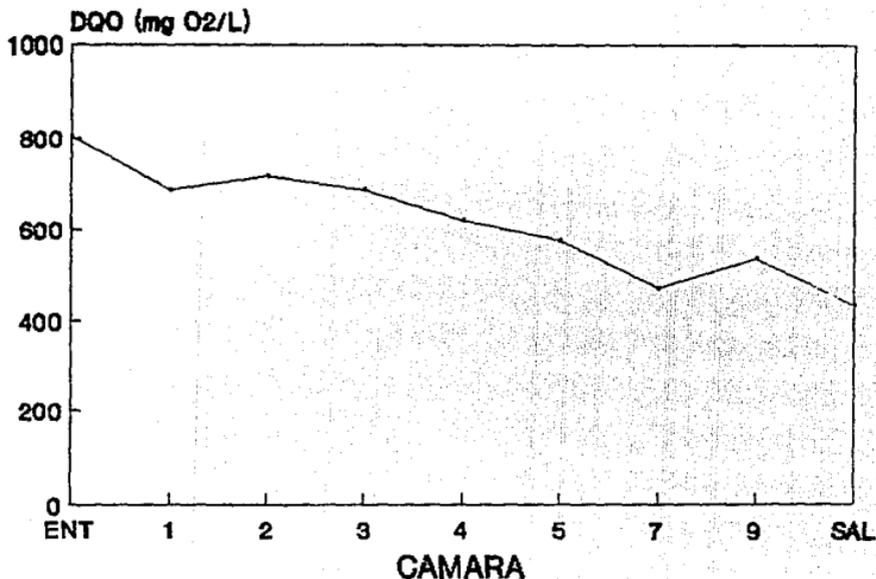


Figura 5.4 Comportamiento del RBR en la remoción de DQO, cuando se usan aguas blancas de papel como sustrato. Condiciones: 20°C, 32 rpm, 10 etapas. S<sub>0</sub>=800 DQO.

# FIG. 5.5

## COMPORTAMIENTO DE pH EN PAPEL

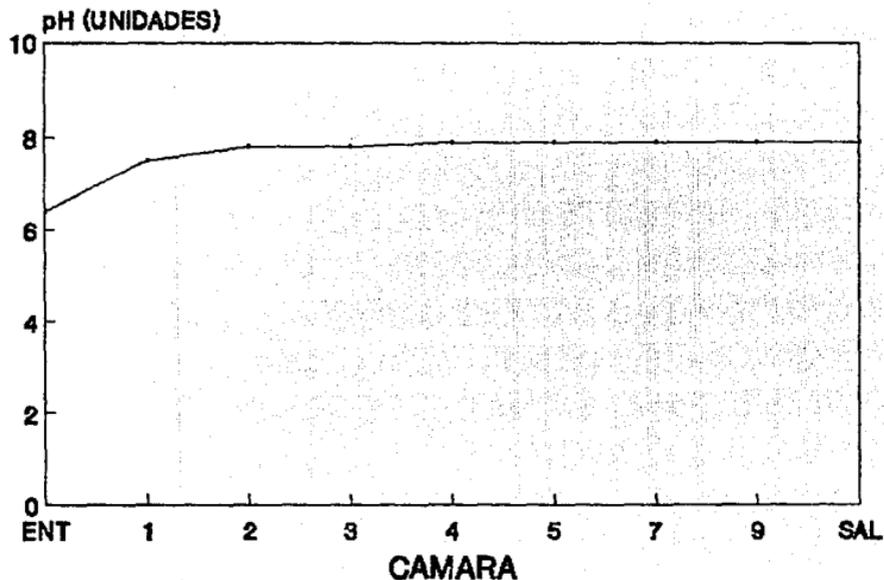


Figura 5.5 Comportamiento del RBR en el valor de pH, cuando se usan aguas blancas de papel como sustrato. Condiciones: 20°C, 32 rpm, 10 etapas. So=800 DGO.

# FIG. 5.6

## COMPORTAMIENTO DE OD EN PAPEL

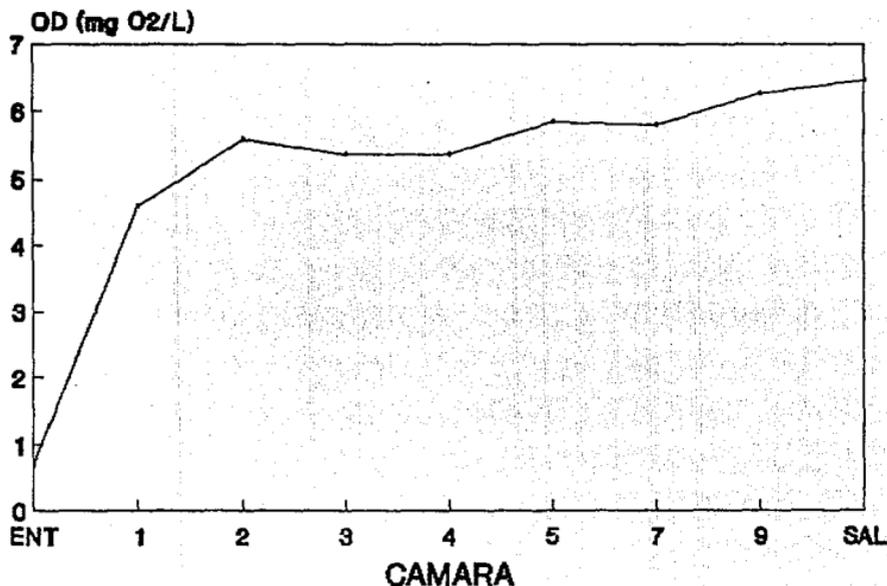


Figura 5.6 Comportamiento del RBR en el valor de OD, cuando se usan aguas blancas de papel como sustrato. Condiciones: 20°C, 32 rpm, 10 etapas. So=800 DQO.

**TABLA 5.3**

<p align="center"><b>SUSTRATO : U I N A Z A S</b></p> <p align="center">TEMPERATURA : 20°C      VEL. ROT. : 20 RPM      ETAPAS : 2</p> <p align="center">DETERMINACION ESTADO ESTABLE</p>						
PARA- METRO	C A M A R A S					
	ACERO INOXIDABLE			ACRILICO		
	ENTRADA	1	SALIDA	ENTRADA	1	SALIDA
DQO mg O <sub>2</sub> /L	1987	1088	828	1987	1079	856
OD mg O <sub>2</sub> /L	0.065	0.060	0.051	0.065	0.054	0.05
pH UNIDADES	4.6	6.8	7.4	4.6	6.8	7.5
$\eta$ (%)		45.2	58.3		45.7	56.9

Tabla 5.3 Comportamiento de dos RBRs en paralelo, utilizando diferentes materiales de soporte. Condiciones 20°C, 20 rpm, 2 etapas por reactor. So=2000 DQO

**TABLA 5.4**

<b>EXPERIMENTO INTERMITENTE REPRESENTATIVO</b>							
<b>MUESTRA</b>	<b>TIEMPO (MIN)</b>	<b>DQO1 (MG O<sub>2</sub>/L)</b>	<b>DQO2 (MG O<sub>2</sub>/L)</b>	<b>MUESTRA</b>	<b>OD (MG O<sub>2</sub>/L)</b>	<b>pH UNIDADES</b>	<b>TEMP. (°C)</b>
0	0	6596	6273	0	6.9	7.2	17.0
1	45	5304	5120	1	7.0	7.2	17.0
2	270	3413	3967	2	7.0	7.3	18.0
3	315	2214	2399	3	6.8	7.3	19.0
4	360	2491	2491	4	7.0	7.3	19.0
5	405	2593	2006	5	6.5	7.3	19.0
6	450	2399	2214	6	6.7	7.4	19.0
7	495	2030	1753	7	6.7	7.2	19.0
8	540	2122	2306	8	7.0	7.2	20.0
9	585	2306	2122	9	7.1	7.3	20.0
10	630	1843	1937	10	7.1	7.3	20.0
11	675	2306	2122	11	6.8	7.3	20.0
12	720	1937	2214	12	6.8	7.3	20.0
13	765	2214	1843	13	6.9	7.6	19.0
14	1440	2029	1843	14	7.0	7.4	19.0

Tabla 5.4 Datos obtenidos en experimentación intermitente para generar una expresión cinética. Sustrato vinazas. Temperatura ambiente.

# FIG. 5.7

## VINAZAS EN UN REACTOR INTERMITENTE

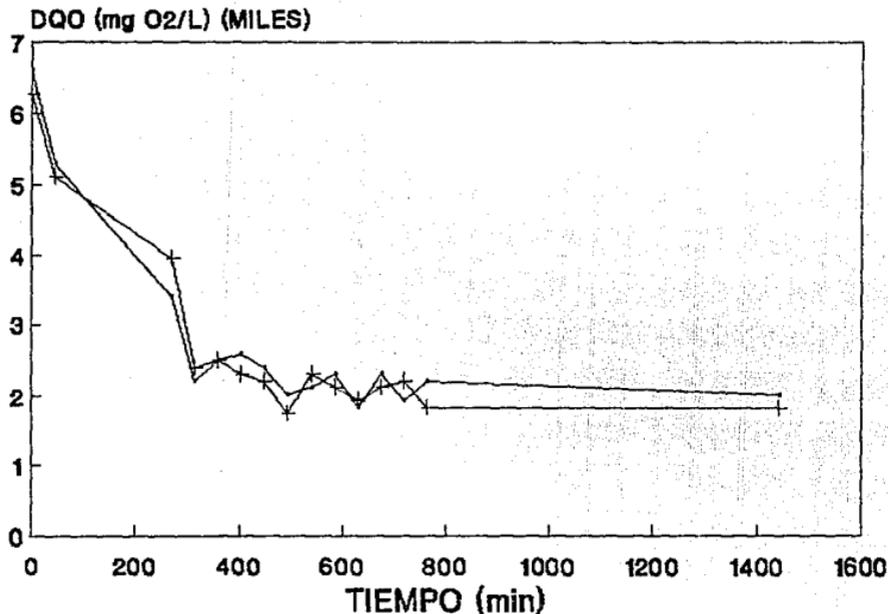


Figura 5.7 Curva de degradación ocurrida en un experimento intermitente, Sustrato vinazas. Temperatura ambiente.

## 5.2 DISCUSION

En el seguimiento de la operación del reactor durante el tratamiento de vinazas diluídas y aguas blancas de papel, la estabilidad es alcanzada en un período aproximado de 5 y 4 semanas, respectivamente. A partir de este momento se determinaron los parámetros fisicoquímicos correspondientes, los cuales se plantean con detalle en el anexo B. Tales resultados muestran la eficiencia de remoción alcanzada por el reactor y corresponde a un valor de 62% para el caso de vinazas diluídas y 46% para papel (relaciones de DQO/DBO<sub>5</sub> iniciales de 1.9 y 3.5, respectivamente).

Para vinazas, en las primeras cuatro cámaras se presentan condiciones anaerobias. En las subsecuentes existen condiciones aerobias hasta alcanzar una máxima concentración de oxígeno disuelto (OD) en la cámara 10 cuyo valor es de 7.8 mg O<sub>2</sub>/L. Sin embargo, en el caso de papel no existen condiciones anaerobias y el valor máximo de concentración de oxígeno disuelto es de 6.4 correspondiente a la cámara 10. Esta situación se debe principalmente a la alta carga orgánica suministrada en el reactor de tratamiento de vinazas (2000 vs 800 mg DQO/L) y a la relación entre material biodegradable y no biodegradable.

Los valores de pH varían de condiciones ácidas a la entrada a condiciones neutro-alcálinas a la salida del reactor para ambos sustratos. El CO<sub>2</sub> generado desde la primera cámara amortigua el pH

del licor mezclado.

En la comparación de los dos diferentes materiales de soporte, realizada en los reactores en paralelo, se observa una semejanza notable en el comportamiento fisicoquímico de ambos reactores. La apariencia física de adhesión, así como la sensibilidad de la biopelícula en ambos soportes es similar, obteniéndose eficiencias de remoción de 58% para acero inoxidable y de 57% para acrílico, sin diferencia significativa entre ambos experimentos.

En los experimentos para la determinación de la cinética de degradación microbiana de materia orgánica disuelta contenida en las vinazas diluidas, con el objetivo de encontrar una ecuación sencilla aplicable al diseño de reactores que traten este efluente, se encontró que, al inicio del experimento, cuando existe una concentración relativamente alta de sustrato se presenta una tasa de remoción correspondiente a una "recta" y, posteriormente, en una baja concentración de sustrato, se desarrolla una expresión cinética de primer orden.

La ecuación propuesta por Levenspiel (1989) es la siguiente

$$(C_{A0} - C_A) / (\ln C_{A0}/C_A) = C_M + k_3 * C_{E0} * t / \ln C_{A0}/C_A$$

En el experimento realizado  $C_{E0}$  es la concentración inicial de inóculo, en este caso, cantidad de biomasa agregada al inicio.

$C_{EO} = 320 \text{ mg O}_2/\text{L}$

Al realizar la regresión lineal se obtiene un coeficiente de correlación de 0.8392, si es comparado con una cinética de orden cero se obtiene un coeficiente de correlación de 0.9872; por su parte, si se aplica una cinética de orden uno genera un coeficiente de correlación de 0.9661.

Estos resultados indican que no es conveniente aplicar estos valores a la ecuación de diseño de un reactor.

## 6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 6.1 CONCLUSIONES

Un reactor biológico rotatorio RBR, puede ser utilizado como sistema común en el tratamiento independiente de aguas de proceso, vinazas y aguas blancas, en la integración de un ingenio azucarero con industrias afines.

Los datos muestran que sólo las cuatro primeras cámaras del RBR tienen una remoción de materia orgánica significativa.

En general, debido a la relación DQO/DBO<sub>5</sub> de los efluentes en estudio, se observan eficiencias de degradación de alrededor del 50%.

El hecho de que exista microaerobiosis en las primeras cámaras del RBR lo convierten en un sistema flexible a los cambios drásticos en las condiciones de operación sin efecto aparente en la capacidad depurativa.

El acero inoxidable es una opción válida como material de construcción en el tratamiento de aguas residuales, sin tomar en cuenta factores económicos.

No se encontró una ecuación cinética confiable para representar la degradación de vinazas.

## 6.2 RECOMENDACIONES

Para obtener el funcionamiento real del RBR con agua sintética, se sugiere utilizar sacarosa grado reactivo, para evitar interferencias en el análisis de muestras o aguas residuales reales.

Se recomienda utilizar RBR's que consten de sólo cuatro cámaras, debido a que este número es suficiente para alcanzar altos niveles de remoción, ahorrando equipo e insumos.

Es conveniente analizar la posibilidad de operar el RBR a cargas orgánicas de alimentación más altas.

Para facilitar el mantenimiento del RBR debe considerarse la opción de obtener una superficie rugosa en la superficie de los discos para favorecer la adhesión de la biopelícula, en el caso de utilizar como material de soporte acero inoxidable.

Debe experimentarse a futuro en reactores intermitentes para reacciones de degradación, cuidando de todas las variables que afecten dichas reacciones si el objetivo es la obtención de ecuaciones de rapidez de reacción, en la degradación del sustrato.

## NOMENCLATURA

$C_A$	Concentración de A, moles de A / L
$C_{A0}$	Concentración inicial de A, moles de A / L
$F_{A0}$	Flujo molar inicial de A, moles de A / s
$N_A$	Moles de A
$r_A$	Rapidez de reacción de A, moles de A / L s
$t$	Tiempo, s
$T$	Tiempo de residencia, s
$V$	Volumen del reactor, L
$V_0$	Flujo volumétrico, L / s
DQO	Demanda química de oxígeno, mg de $O_2$ / L
DEO <sub>5</sub>	Demanda bioquímica de oxígeno, mg de $O_2$ / L
OD	Oxígeno disuelto, mg de $O_2$ / L
pH	Potencial hidrógeno, unidades
SDT	Sólidos disueltos totales, mg / L
SST	Sólidos suspendidos totales, mg / L
ST	Sólidos totales, mg / L

## BIBLIOGRAFIA

- A.P.H.A., 1981. Standard methods for the examination of water and wastewater. 14a Ed. Washington, USA.
- Atkinson, B. 1986. Reactores bioquímicos. Ed Reverté. 1a Ed. Barcelona, España.
- Bekris, J. 1992. Estudio del efecto de la temperatura usando un modelo de tipo Arrhenius sobre la degradación de materia orgánica en un reactor de biodiscos. Tesis profesional. Facultad de Química, UNAM, México, D.F.
- Blanco, J y Linarte, R. 1978. Diseño de reactores químicos. Trillas. Mexico, D.F.
- Cabrero, M., Durán, C. y Poggi, H. 1991. Vinasses biological treatment by anaerobic and aerobic processes: laboratory and pilot-plant tests. Bioresource Technology, 35(3):87-93.
- Durán, C. 1981. Disertación doctoral, versión en español. Tratamiento de los efluentes en la industria del maíz en México. Pub. Facultad de Química, UNAM, México, D.F.

Durán, C., Escárcega, C. y Pulido, R. 1986. Modelación matemática del comportamiento de un reactor biológico rotatorio usado en el tratamiento de aguas residuales de molinos de nixtamal. Informe técnico de trabajo. Facultad de Química, UNAM. México, D.F.

Durán, C., Poggi-Varaldo, H. M., Medellín, P. 1988. Utilización de recursos renovables en la producción de energéticos secundarios y fuentes alternas de alimento. Informe de avance de proyecto. México, D.F. Conacyt-UNAM-IPN-UASLP.

Durán de Bazúa, C., Noyola, A., Poggi, H. y Zedillo, L. 1991. Biodegradation of process industry wastewater. Case problem: sugarcane industry. En "Biological Degradation of Wastes". Ed. A.M. Martín. Elsevier Sci. Pub. Ltd. Cap. 17. Pp. 363-388. Londres, Inglaterra.

Escárcega, C. y Púlido, 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.

Hernández, A. 1991. Cátedra de ingeniería sanitaria y medio ambiente. Colección Seiner. 9a Ed. Madrid, España.

Kastner, F. 1965. Listy Cukrarnicke. Abril, vol. 4. Pub ICIDCA. La Habana, Cuba.

- Levenspiel, O. 1987. El minilibro de los reactores químicos. Reverté, España.
- Levenspiel, O. 1989. The chemical reactor omnibook. OSU Book Stores, Inc. 1a Ed. USA.
- López, J. 1987. Prioridades de atención de los efluentes y emisiones en la industria azucarera, para el control de la contaminación ambiental. SEDUE. México, D.F.
- López-Martínez, J. L. 1992. Modelamiento matemático de un reactor rotatorio (reactor de biodiscos): Estudio del efecto de la temperatura, la carga orgánica y la velocidad de rotación. Tesis profesional. Facultad de Química, UNAM. México, D.F.
- Luna-Pabello, V.M. 1990. Efecto de la temperatura en las poblaciones de protozoarios ciliados en un reactor de biodiscos. Tesis de maestría. Facultad de Ciencias, UNAM. México, D.F.
- Martínez, R. 1992. Digestión anaerobia de lodos residuales: operación, control y cinética. Tesis profesional. Facultad de Química, UNAM. México, D.F.
- Méndez, A. 1974. Posibilidades de fabricación en México de equipo para la industria azucarera. IMIQ., 3 (2), 32-40.

Pompa-Osorio, M. R. 1993. Estudio del efecto de la temperatura en la degradación de vinazas diluidas en un reactor de biodiscos. Tesis profesional. Facultad de Química, UNAM. México, D.F.

Segoviano, J.L. 1992. Descripción del proceso de fabricación de azúcar de caña. GEPLACEA. México, D.F.

Smith, J.M. 1991. Ingeniería de la cinética química. CECSA. México, D.F.

Standard methods. 1985. Standard methods for the examination of water and wastewater. Ed AWWA. APHA. WPCF, 16a. Ed. Washington, D. C., USA.

Zedillo, L. 1992. Panorama general de la industria azucarera en México y en la región de Latinoamérica y el Caribe. GEPLACEA. México, D.F.

**A N E X O A**

**Parámetros fisicoquímicos y biológicos**

## ANEXO A

### PARAMETROS FISICOQUIMICOS

#### Prueba química:

#### Demanda química de oxígeno (DQO)

Método volumétrico de oxígeno con dicromato de potasio (APHA, 1981)

#### Fundamento:

El método se basa en una oxidación enérgica de la materia orgánica e inorgánica oxidable, que se encuentra en el agua en un medio fuertemente ácido, con una solución valorada de dicromato de potasio. El exceso de agente oxidante después de un período de reflujo a 150°C durante 2 horas, se determina con una solución valorada de sulfato ferroso amoniacal, en presencia de un complejo ferroso de ortofenantrolina (ferroín indicador) como indicador interno. El valor obtenido se introduce a una ecuación, cuyo desarrollo da como resultado la concentración (mg/L) de materia oxidable químicamente.

#### Interferencias:

Las sustancias inorgánicas como los iones ferroso ( $\text{Fe}^{2+}$ ), sulfato ( $\text{SO}_4^{2-}$ ), sulfitos ( $\text{SO}_3^{2-}$ ) y tiosulfatos ( $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ ) se oxidan bajo ciertas condiciones y crean una DQO inorgánica, la cual interfiere

cuando se estima el contenido del agua residual.

El ión cloruro ( $\text{Cl}^-$ ) interfiere, pero se elimina al agregar el sulfato mercúrico ( $\text{Hg}_2\text{SO}_4$ ).

Mediante esta prueba no pueden conocerse el tipo de compuestos orgánicos presentes, ni diferenciar entre material biodegradable y sustancias tóxicas, por lo cual sólo constituye un análisis para la determinación de carbón orgánico total.

Reactivos:

- Solución acuosa de dicromato de potasio 0.25N
- Sulfato de plata (cristales)
- Solución de sulfato de plata en ácido sulfúrico. Esta se prepara disolviendo 22g de sulfato de plata en 4 kg de ácido sulfúrico. La solución debe protegerse de la luz
- Acido sulfúrico concentrado
- Solución de sulfato ferroso amoniacal para valoración en una concentración aproximada de 0.05N
- Sulfato mercúrico

El equipo empleado es un Behr (fig A.1), el cual, consta de una parrilla de calentamiento, con control de temperatura y tiempo, para 24 muestras, 2 canastillas metálicas con 24 vasos reactores de 200 mL de capacidad, cada uno de ellos con un tubo refrigerante que permite la condensación, mediante enfriamiento por aire, de los

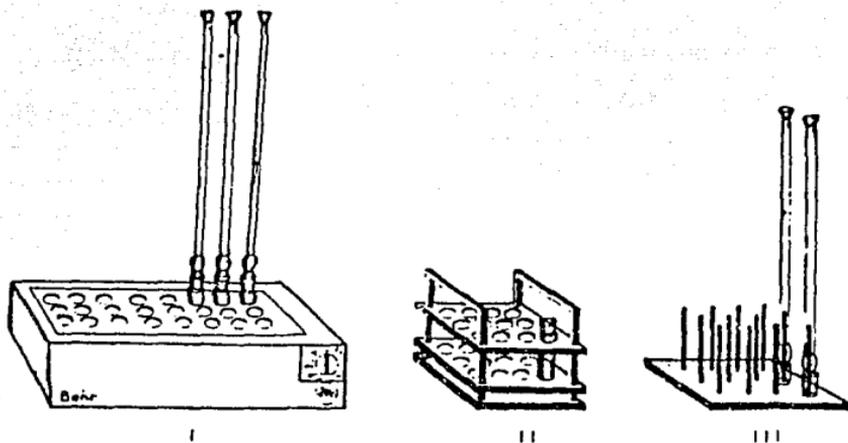


FIG. A.1 Equipo Beir de 24 unidades para determinación de DDO.

- I Parrilla para calentamiento
- II Gradilla con vasos de reacción
- III Soporte con tubos condensadores de gases

vapores generados durante el periodo de reflujo.

De manera complementaria a lo que es propiamente el equipo para la prueba de DQO, se cuenta con un recipiente de PVC que contiene agua para el enfriamiento de los vasos de reacción después de haber puesto las muestras a reflujo (Standard methods, 1985).

Procedimiento.

Tratamiento de la muestra

1. Centrifugar las muestras por analizar (3600 rpm a 5°C durante 15 minutos)
2. Poner en el recipiente de reflujo:
  - 10 mL de muestra diluida (con agua destilada) en proporciones 1 a 50 para muestras concentradas y 5 a 50 para aquellas del sistema de tratamiento. En la preparación del blanco (testigo) se utilizan 10 mL de agua destilada como muestra
  - 0.2 g de sulfato mercurico
  - 5 mL de dicromato de potasio 0.25N
3. Colocar el refrigerante y añadir lentamente 15 mL de solución de plata en ácido sulfúrico concentrado.

Reflujo:

4. Colocar los matraces de reacción en la parrilla eléctrica, manteniéndolos en reflujo, a 150°C, durante 2 horas.

Valoración de la muestra:

Al acabarse el reflujo, una parte del dicromato ya ha reaccionado con la materia orgánica e inorgánica. El dicromato restante se valora de la siguiente forma:

- Agregar al recipiente del reflujo 40 mL de agua destilada y 2 gotas de indicador de ferroín, homogeneizar
- Titular con sulfato ferroso amoniacal 0.05N. El punto final de la valoración (titulación) es el cambio de coloración de azul verdoso a pardo rojizo

Obtención de resultados:

La fórmula empleada es:

$$\text{mg DQO/L} = \{(A-B) * N * 8000 * f\} / \text{mL de muestra}$$

donde:

- A = volumen de sulfato ferroso amoniacal gastado para valorar el blanco (testigo)
- B = volumen de sulfato ferroso amoniacal gastado para valorar la muestra
- N = normalidad del sulfato ferroso amoniacal

f = fracción volumétrica decimal de la muestra inicial en la solución de la cual se tomó la alícuota de 10 mL para la determinación

#### Normalidad del sulfato ferroso amoniacal (FAS)

En un matraz se colocan:

- 10 mL de dicromato de potasio 0.25N
- 40 mL de agua destilada
- 10 mL de ácido sulfúrico concentrado (enfriado constantemente)

Después de enfriar se le agregan dos gotas de indicador y se agita.

Valoración:

La solución anterior se titula con sulfato ferroso amoniacal con una normalidad aproximada de 0.05N y se anotan los mL gastados para lograr el cambio de color a café rojizo.

$$N_{FAS} = \frac{\text{mL de dicromato de potasio} \cdot \text{normalidad del dicromato}}{\text{mL de FAS empleados en la titulación}}$$

#### PARAMETROS BIOLOGICOS

##### Prueba bioquímica

Demanda bioquímica de oxígeno en cinco días (DBO<sub>5</sub>)

Fundamento:

Este método se basa en estimar la cantidad de oxígeno requerida por microorganismos para efectuar la oxidación de la materia orgánica presente en el agua a tratar. El consumo de oxígeno disuelto, a partir de la respiración microbiana, constituye una medida indirecta de la cantidad de materia orgánica biodegradada. El oxígeno requerido se determina a partir de la diferencia existente entre el oxígeno disuelto al inicio de la prueba (previa inoculación de la muestra) y el oxígeno disuelto remanente al cabo de cinco días de incubación a 20°C (DBO<sub>5</sub>, de acuerdo con lo establecido con la APHA, 1981). El tiempo y la temperatura de incubación, son parámetros fijos, convencionalmente establecidos a nivel internacional, que permiten establecer comparaciones confiables. En el criterio anterior, se supone que 20°C, es la temperatura media idónea para la actividad de los microorganismos y cinco días, el tiempo aproximado para que se realice la biodegradación aproximadamente del 70% (en aguas residuales de origen doméstico) del material orgánico disuelto biodegradable (libre de tóxicos). Esta valoración de contaminantes fue adoptada como parámetro de calidad de agua por la Norma Oficial Mexicana.

#### Interferencias:

Interfieren con la determinación de DBO, la acidez o alcalinidad presentes en las aguas, el cloro residual, una sobresaturación de

oxígeno disuelto, la presencia de sustancias tóxicas para los microorganismos y los procesos de nitrificación.

Estas interferencias pueden removerse si se le da un pretratamiento adecuado a la muestra.

La extrapolación de los resultados de  $DBO_5$  a cuerpos de agua es altamente cuestionable debido a que el ambiente de laboratorio no reproduce las condiciones naturales tales como temperatura, luz solar, poblaciones biológicas, movimiento del agua y concentración de oxígeno.

No deben compararse resultados de  $DBO_5$  obtenidos bajo circunstancias y procedimientos diferentes.

En la determinación de la  $DBO_5$  se utilizó un respirómetro Voith Sapromat B-6, el cual proporciona los requerimientos especificados por la APHA (1981).

Descripción del aparato Voith-Sapromat B-6, 220 V, 60 Hz.

Este modelo, permite la evaluación simultánea de seis diferentes muestras por un período de 5 o más días, que es el tiempo establecido como Norma Oficial para este tipo de evaluaciones.

Suministra de manera continua por electrólisis, el oxígeno requerido por los microorganismos aerobios, a lo largo del proceso de biodegradación, manteniendo las muestras en continua agitación y

bajo temperatura controlada.

El Sapromat tipo B-6 (6 unidades), consiste de un medidor directo de curvas de consumo de oxígeno disuelto, una unidad de enfriamiento y un baño de agua con temperatura controlada, el cual contiene 6 unidades de medición (fig. A.2).

Cada unidad de medición (fig. A.3) está formada por un vaso de reacción, con un captador de  $\text{CO}_2$  montado en el tapón, un generador de oxígeno y, un indicador de presión, interconectados con mangueras. El vaso del sistema de medición está sellado, así que las fluctuaciones de la presión del aire (barométrica) no afectan los resultados.

La barra magnética en la muestra por analizar, provee de agitación vigorosa continua, resultando así un intercambio efectivo de gases.

La actividad de los microorganismos en la muestra crea un vacío que es registrado por un indicador de presión. Este controla tanto el oxígeno generado electrolíticamente como la indicación y gráfica de los valores medidos.

Cuando el análisis del agua bajo estudio, por determinación de valores de permanganato de potasio ( $\text{KMnO}_4$ ) o de demanda química de oxígeno (DQO) indica que la  $\text{DBO}_5$  puede exceder de 1000 mg  $\text{O}_2/\text{L}$ , entonces se diluye la muestra. En el presente estudio debido a que se trabajó con líquidos cuya DQO fué superior a 1000 mg/L y para no

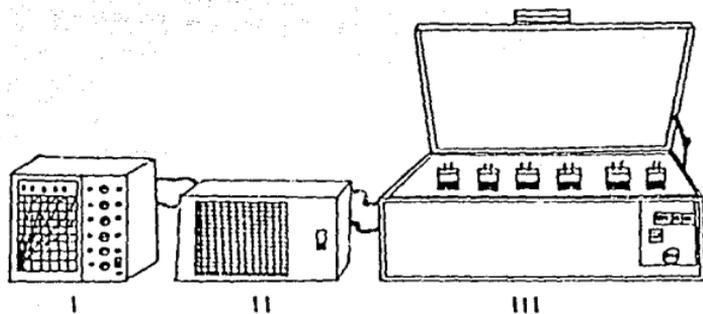


FIG. A.2 Voith - Sapromat B6

I Graficador de curvas

II Unidad de enfriamiento

III Baño de agua con temperatura controlada

afectar de manera sensible el volumen del agua en tratamiento se emplearon 50 mL por muestra, adicionándole 200 mL de agua corriente, lo cual da un valor de dilución de 5.

Obtención de resultados:

El valor numérico aparecido en el indicador digital o bien el de la línea de puntos graficada de manera adjunta (mg/L de oxígeno disuelto consumido), deben ser multiplicados por el factor de dilución " $f_d$ ", para así obtener, el valor total de consumo de oxígeno por muestra. Este valor corresponde directamente a la cantidad (miligramos) de material orgánico disuelto biodegradable por unidad de volumen (litro), presente en la muestra analizada.

Cálculo del factor de dilución ( $f_d$ ):

$$f_d = VT/X \qquad f_d = 250/50 = 5$$

Donde: VT - volumen total (mL)

X - volumen de muestra no diluido (mL)

Procedimiento:

1. Centrifugar las muestras provenientes tanto de la alimentación como de cada una de las cámaras que forman el sistema de tratamiento (3600 rpm a 5°C durante 15 minutos)

2. Depositar en el vaso de reacción 50 mL de muestra mas 200 mL

de agua corriente así como una barra de agitación y el inóculo microbiano.

3. Colocar en el tapón del vaso de reacción cal de sodio granulada, para captar el  $\text{CO}_2$  producido durante el metabolismo aerobio microbiano, previo calentamiento a  $103^\circ\text{C}$  durante una hora y posterior enfriamiento en un desecador.

4. Cerrar y asegurar con el "cinturón" metálico, el tapón al vaso de reacción.

5. En la hoja de papel del graficador, realizar las anotaciones pertinentes (fecha, hora de inicio de la prueba, procedencia de la muestra, dilución y color correspondiente en la gráfica).

6. Ajustar los indicadores digitales (perillas) a cero y de ser necesario activar el sistema de graficación.

7. Introducir el vaso de reacción al baño de agua, previo arranque con media hora de anticipación, para calentamiento del agua.

8. Realizar las interconexiones necesarias de mangueras y electrodos de los diferentes compuestos de las seis unidades de medición.

9. Encender el mecanismo de agitación y el graficador.

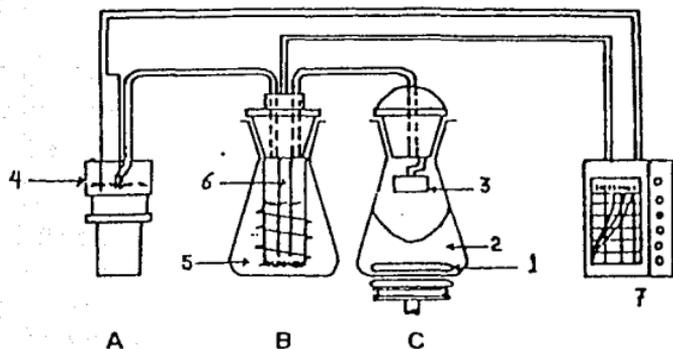


FIG. A.3 Diagrama de una unidad de medición

- A. Indicador de presión
- B. Generador de oxígeno
- C. Vaso de reacción
  - 1. barra magnética
  - 2. muestra (250)ml.)
  - 3. captador de CO<sub>2</sub>
- 4. indicador de presión
- 5. electrolito
- 6. electrodos
- 7. registro (graficador)

10. Ajustar el indicador de presión.

11. A partir de las 24 horas empezar a registrar las lecturas obtenidas, diariamente, en las perillas del graficador (en caso necesario, retirar la gráfica).

12. Después de 5 días, para retirar las muestras, apagar primero el equipo; abrir el tapón del vaso indicador de presión; desconectar la manguera de los vasos de reacción y de manera parcial los electrodos.

13. Retirar las muestras y lavar con agua corriente los vasos de reacción y barra de agitación.

#### SOLIDOS

##### 1. Sólidos totales (ST)

Se limpian los crisoles para eliminar toda la materia adherida a ellos, se dejan en una estufa cuando menos 2 horas a 650°C para eliminar la humedad y grasas. Se transfieren a un desecador 15 minutos y después se determina su peso (peso A).

Utilizando una pipeta volumétrica se agregan a los crisoles muestras homogéneas del licor mezclado. Se colocan los crisoles en la estufa a 103°C por un mínimo de 6 horas. los crisoles se enfrían durante 15 minutos en un desecador para después tomar la lectura de su peso (peso B). La diferencia de peso entre los crisoles sin

muestra y con muestra ya desecada genera, la cantidad de materia sólida total presente en la muestra. Puede utilizarse la siguiente fórmula para su cálculo:

$$S_T = (B-A) \cdot 10^6 / V$$

donde:  $S_T$  = sólidos totales (mg/L)

A = peso del crisol sin muestra (g)

B = peso del crisol con muestra (g)

V = volumen de muestra colocado en el crisol (mL)

#### Sólidos totales fijos (STF)

Una vez obtenido el peso B de los crisoles se introducen a la mufla, se llevan a 600°C durante 2 horas, se enfrían en un desecador durante 15 minutos, se determina su peso (peso C). La diferencia entre el peso C y el peso A, corresponde a los STF.

#### Sólidos totales volátiles (STV)

Se obtienen de la diferencia entre los sólidos totales y los sólidos totales fijos, o bien de la diferencia entre el peso B y el peso C.

## **A N E X O B**

### **Tablas de datos experimentales**

**S U S T R A T O : U I N A Z A S**

TEMPERATURA : 28°C

VEL. ROT. : 32 RPM

ETAPAS : 10

PARAMETRO : DQO (mg O<sub>2</sub> / L)

TIEMPO (DIAS)	CAMARAS										
	ENTRADA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	SALIDA
30	2000	1470	1330	1330	1190	980	1190	1120	946	910	770
33	2244	1386	1386	1320	990	792	864	1188	924	992	792
37	1848	1648	1452	1716	1254	792	792	1238	830	1036	528
42	1904	1776	1056	1104	960	836	1440	1056	864	1056	376
43	1950	1200	1104	1104	824	960	1124	1124	768	768	864
48	1900	1700	1150	1550	1152	1450	1150	1150	950	1250	750
50	1872	1653	1281	1120	836	813	1008	1008	1008	1152	624
56	2448	1488	1200	1152	960	836	1248	1152	912	960	1248
60	2064	1190	1104	1104	816	812	1112	1008	912	1056	720

**SUSTRATO : U I N A Z A S**

TEMPERATURA : 28°C

VEL. ROT. : 32 RPM

ETAPAS : 18

PARAMETRO : pH (UNIDADES)

TIEMPO	CAMARAS										
(DIAS)	ENTRADA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	SALIDA
30	4.6	6.3	7.0	7.1	7.3	7.3	7.6	7.6	7.7	7.7	7.8
35	4.5	6.3	7.0	7.1	7.3	7.4	7.3	7.6	7.7	7.7	7.8
37	4.5	6.6	7.1	7.0	7.2	7.4	7.4	7.6	7.7	7.7	7.8
42	4.6	6.5	7.0	7.2	7.3	7.5	7.5	7.6	7.7	7.7	7.8
43	4.8	6.6	7.0	7.2	7.3	7.5	7.5	7.6	7.7	7.7	7.8
48	4.5	6.6	7.0	7.1	7.3	7.5	7.5	7.6	7.7	7.7	7.8
50	4.6	6.5	7.0	7.2	7.3	7.5	7.5	7.7	7.7	7.7	7.8
56	4.4	6.5	7.0	7.0	7.3	7.5	7.5	7.6	7.7	7.7	7.8
60	4.5	6.6	7.1	7.0	7.3	7.5	7.5	7.6	7.7	7.7	7.8

**S U S T R A T O : U I N A Z A S**

TEMPERATURA : 28°C

VEL. ROT. : 32 RPM

ETAPAS : 10

PARAMETRO : OD (mg O<sub>2</sub> / L)

TIEMPO (DIAS)	C A M A R A S										
	ENTRADA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	SALIDA
30	0.078	0.098	0.089	0.524	1.379	2.019	3.125	5.009	6.128	6.579	7.009
35	0.085	0.087	0.115	0.627	1.125	2.089	3.159	4.897	6.123	6.389	7.018
37	0.112	0.075	0.093	0.379	1.406	2.124	3.348	4.681	6.379	6.348	6.864
42	0.068	0.106	0.037	0.499	1.245	2.326	3.267	5.246	6.459	6.971	6.492
43	0.097	0.108	0.102	0.608	1.112	2.391	3.681	5.003	6.019	6.618	6.943
48	0.102	0.125	0.131	0.621	1.359	2.467	3.151	4.963	6.038	6.752	6.878
50	0.036	0.114	0.114	0.546	1.321	2.134	3.129	5.017	6.593	6.682	6.897
56	0.068	0.109	0.079	0.589	1.297	2.176	3.915	4.679	6.097	6.493	7.064
60	0.071	0.096	0.099	0.607	1.198	2.398	3.467	4.389	6.285	6.662	6.971

**SUSTRATO : AGUAS BLANCAS (PAPEL)**

TEMPERATURA : 28°C

VEL. ROT. : 32 RPM

ETAPAS : 10

PARAMETRO : DQO (mg O<sub>2</sub> / L)

TIEMPO (DIAS)	CAMARAS								
	ENTRADA	1	2	3	4	5	7	9	SALIDA
0	2000	264	151	199	113	227	151	076	019
10	2000	397	321	321	170	321	019	132	019
25	640	490	339	339	452	337	339	339	264
28	565	452	---	264	414	414	339	301	226
32	778	630	741	630	704	592	519	519	370
33	852	611	356	593	519	556	445	445	445
36	778	704	630	556	556	482	482	778	333
37	852	741	809	741	482	556	556	630	556
39	778	667	667	741	356	593	482	519	445
42	778	704	630	667	667	519	519	445	445
44	813	741	926	778	852	667	444	556	593
56	813	704	704	556	630	519	407	407	296
71	1111	896	834	860	709	896	538	681	609
74	960	778	609	645	717	645	717	430	358
79	538	430	---	251	144	---	---	---	215

**SUSTRATO : AGUAS BLANCAS (PAPEL)**

TEMPERATURA : 28°C

VEL. ROT. : 32 RPM

ETAPAS : 10

PARAMETRO : pH

TIEMPO (DIAS)	C A M A R A S										
	ENTRADA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	SALIDA
28	6.7	7.5	7.6	7.7	7.7	7.8	7.8	7.8	7.8	7.8	7.7
32	6.5	7.4	7.7	7.8	7.7	7.8	7.8	7.8	7.9	7.9	7.9
36	6.5	7.6	7.8	7.9	7.9	7.9	7.9	7.9	8.0	7.9	8.0
37	6.4	7.5	7.9	7.9	7.9	7.9	7.9	7.9	8.0	7.9	8.0
42	6.3	7.5	7.9	8.0	8.1	8.1	8.1	8.1	8.1	8.1	8.1
44	6.5	7.4	7.6	7.7	7.9	7.8	7.9	7.8	8.0	7.9	7.9

**SUSTRATO : AGUAS BLANCAS (PAPEL)**

TEMPERATURA : 28°C

VEL. ROT. : 32 RPM

ETAPAS : 10

PARAMETRO : OD (mg O<sub>2</sub> / L)

TIEMPO (DIAS)	CAMARAS										
	ENTRADA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	SALIDA
32	1.042	4.051	5.073	4.703	4.351	5.161	5.000	5.039	5.300	5.793	5.931
36	0.067	2.994	4.779	4.376	5.209	5.000	5.100	4.943	5.304	5.580	5.600
37	0.247	5.210	3.933	5.952	6.360	6.200	6.100	6.236	6.300	6.506	6.402
42	1.351	5.141	5.590	5.455	5.627	5.796	5.908	5.722	5.982	5.991	6.977
44	0.729	5.565	6.484	6.332	5.080	7.019	7.372	6.986	7.587	7.416	7.487

## SOLIDOS PAPEL (AGUAS BLANCAS)

LECTURA "A" (mg/L)

CAMARA	ST	SST	SSU	SSF	SDT	SDU	SDF
ENTRADA	922	126	96	30	796	668	128
1	1798	1344	964	380	434	342	112
2	4866	4370	3232	1338	296	204	120
3	6412	6178	4076	2096	340	182	58
4	9778	9074	6068	3006	704	590	114
5	11784	10938	5898	5062	826	618	208
7	4732	4348	2612	1736	384	278	106
SALIDA	892	482	348	134	410	334	76

**SOLIDOS PAPEL (AGUAS BLANCAS)**

**LECTURA "B" (MG/L)**

CAMARA	ST	SST	SSU	SSF	SDT	SDU	SDF
ENTRADA	1366	70	34	36	1156	726	430
1	2062	1226	62	1164	636	500	329
2	6394	5992	2590	3394	602	279	324
3	10360	8874	3398	5476	1486	892	594
4	8762	7920	2132	5708	842	422	420
5	5650	5088	1864	3224	562	293	270
7	10162	9268	2926	6342	694	538	356
SALIDA	828	168	122	46	660	306	274

SUBSTRATO: AGUAS BLANCAS	
CAMARA	DBO <sub>5</sub> (mg O <sub>2</sub> /L)
ENTRADA	229
1	117
3	98
4	97
SALIDA	99

**SUSTRATO : AGUA SINTETICA DE AZUCAR**

TEMPERATURA : 28°C

VEL. ROT. : 30 RPM

ETAPAS : 10

PARAMETRO : DQO (mg O<sub>2</sub> / L)

TIEMPO (DIAS)	CAMARAS										
	ENTRADA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	SALIDA
2	1993	1993	1812	2174	1993	1993	1812	2537	-----	1631	1268
4	1449	181	906	997	1340	1721	1631	1812	-----	1812	2174
7	3990	3713	3171	3715	4440	4983	-----	3352	-----	3990	3171
9	1832	3107	1924	2382	2198	2015	2015	2015	-----	2015	2015
16	1924	3290	1924	2473	2656	1374	-----	1374	-----	1924	1740
19	2015	2015	1832	1649	1832	1466	2015	1649	-----	2015	2015
22	2275	1547	1729	1911	1911	1020	2093	1729	-----	1911	2002
24	1365	3366	2366	2093	2093	1911	2457	1729	-----	1911	1547
29	2093	1638	2184	2275	1365	1729	1911	1729	-----	1547	2457
31	1911	2002	2093	2002	1911	1547	1911	1547	2093	1274	1911
38	2411	1729	1638	2275	2639	1456	1456	1956	2639	1956	1774
42	2002	1911	2093	2275	1020	2184	2104	2104	2002	2639	2184
44	1890	2380	2240	2100	2030	2100	2100	2310	2100	2310	2380
52	2442	4686	1980	1188	1782	1914	2112	1914	2112	2344	1980
54	2112	1584	1584	1716	1584	1716	1452	1716	2508	2772	1980

## S U S T R A T O : A G U A S I N T E T I C A D E A Z U C A R

TEMPERATURA : 28°C      VEL. ROT. : 38 RPM      ETAPAS : 18  
 PARAMETRO : pH (UNIDADES)

TIEMPO	C A M A R A S										
(DIAS)	ENTRADA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	SALIDA
4	6.7	7.2	7.7	7.7	7.8	7.8	7.9	7.9	7.9	7.9	7.9
7	6.5	7.1	7.4	7.7	7.7	7.4	7.8	7.8	7.8	7.3	7.7
9	6.6	7.2	7.6	7.6	7.6	7.6	7.6	7.7	7.7	7.6	7.6
22	6.0	7.0	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5
24	6.0	7.1	7.1	7.3	7.4	7.4	7.4	7.5	7.5	7.5	7.5
29	6.5	7.1	7.1	7.3	7.5	7.4	7.5	7.5	7.5	7.5	7.8
42	6.5	7.0	7.1	7.2	7.3	7.4	7.4	7.5	7.5	7.4	7.6
44	6.2	6.9	7.5	7.5	7.6	7.7	7.6	7.8	7.8	7.7	7.8
47	5.6	7.1	7.3	7.3	7.3	7.2	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5
52	5.9	6.9	7.2	7.2	7.3	7.3	7.4	7.4	7.5	7.4	7.4
56	5.6	6.5	7.1	7.1	7.1	7.1	7.3	7.4	7.4	7.3	7.4

**SUSTRATO : AGUA SINTETICA DE AZUCAR**

TEMPERATURA : 28°C

VEL. ROT. : 30 RPM

ETAPAS : 10

PARAMETRO : OD (mg O<sub>2</sub> / L)

TIEMPO	CAMARAS										
(DIAS)	ENTRADA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	SALIDA
7	0.174	3.866	6.416	6.189	4.230	3.369	3.893	6.419	6.417	6.303	6.159
9	4.263	7.317	7.499	7.343	7.367	7.611	7.639	7.626	7.606	7.345	7.393
16	4.733	7.113	7.343	7.610	7.390	7.633	7.727	7.632	7.337	7.432	7.240
22	1.388	3.268	3.646	3.636	3.621	3.591	3.651	7.668	3.640	3.654	3.535
24	0.403	3.413	3.312	3.619	3.631	3.643	3.660	3.674	3.634	3.662	3.568
29	4.811	3.813	3.917	3.963	3.984	3.982	6.016	6.000	3.985	3.976	3.972
42	4.332	6.904	7.017	7.002	7.004	6.991	7.026	7.112	7.119	7.001	6.980
44	0.200	6.932	7.048	7.111	6.989	7.031	7.112	7.092	7.378	6.983	7.036
56	1.718	6.355	6.442	6.080	3.939	6.223	6.697	6.669	6.743	6.193	6.362

**S U S T R A T O : U I N A Z A S**

TEMPERATURA : 28°C

VEL. ROT. : 28 RPM

EIAPAS : 2

PARAMETRO : DQO (mg O<sub>2</sub> / L)

**C A M A R A S**

TIEMPO (DIAS)	ACERO INOXIDABLE			ACRILICO		
	ENTRADA	1	SALIDA	ENTRADA	1	SALIDA
1	2000	1150	1300	2000	1060	1260
6	1970	1230	1120	1970	1342	1020
9	1995	1316	1165	1995	790	965
11	1815	816	768	1815	960	065
13	2150	1248	1008	2150	1776	1200
15	1560	463	324	1560	230	139
20	2100	1255	1255	2100	1488	976
22	2345	1014	930	2345	1302	1209
24	1950	930	744	1950	837	744

LVA 1039 HQ DEE  
SALN DE LA BOLIVICA

**SUSTRATO : U I N A Z A S**

TEMPERATURA : 28°C

VEL. ROT. : 28 RPM

ETAPAS : 2

PARAMETRO : pH (UNIDADES)

TIEMPO (DIAS)	CAMARAS					
	ACERO INOXIDABLE			ACRILICO		
	ENTRADA	1	SALIDA	ENTRADA	1	SALIDA
3	4.5	6.6	7.3	4.5	5.8	7.5
6	4.5	6.4	7.0	4.5	6.7	7.1
9	4.7	6.9	7.4	4.7	7.3	7.6
11	4.9	7.2	7.4	4.9	6.9	7.6
13	4.6	6.9	7.4	4.6	6.8	7.4
15	4.5	7.0	7.5	4.5	7.1	7.6
17	4.4	7.2	7.6	4.4	7.2	7.6
20	4.6	6.9	7.4	4.6	6.8	7.6
22	4.6	6.5	7.3	4.6	6.5	7.4
24	4.5	6.5	7.4	4.5	6.8	7.4

**S U S T R A T O : U I N A Z A S**

TEMPERATURA : 28°C

VEL. ROT. : 28 RPM

ETAPAS : 2

PARAMETRO : OD (mg O<sub>2</sub> / L)

**C A M A R A S**

TIEMPO (DIAS)	ACERO INOXIDABLE			ACRILICO		
	ENTRADA	1	SALIDA	ENTRADA	1	SALIDA
10	0.060	0.056	0.040	0.060	0.051	0.046
11	0.067	0.053	0.043	0.067	0.051	0.048
13	0.073	0.050	0.050	0.073	0.050	0.050
15	0.056	0.059	0.053	0.056	0.059	0.049
17	0.056	0.056	0.044	0.056	0.048	0.048
20	0.051	0.050	0.043	0.051	0.051	0.046
22	0.090	0.078	0.055	0.090	0.070	0.077
24	0.060	0.070	0.071	0.060	0.073	0.070

**SUSTRATO : U I N A Z A S**

TEMPERATURA : 28°C

VEL. ROT. : 20 RPM

ETAPAS : 2

PARAMETRO : SOLIDOS (mg / L)

**C A M A R A S**

SOLIDOS	ACERO INOXIDABLE			ACRILICO		
	ENTRADA	1	SALIDA	ENTRADA	1	SALIDA
ST	6140	3642	6224	6140	4200	2630
SDT	1852	934	1670	1852	2102	1990
SST	4299	2708	4554	4299	2070	440

**EXPERIMENTO INTERMITENTE (31/07/1992)**

MUESTRA	TIEMPO (MIN)	DQ01 (MG O <sub>2</sub> /L)	DQ02 (MG O <sub>2</sub> /L)	DQ04 (MG O <sub>2</sub> /L)	OD (MG O <sub>2</sub> /L)	pH UNIDADES	TEMP. (°C)
0	0	2298	2298	2298	7.3	5.1	18.0
1	20	2109	2109	2109	7.1	5.2	18.0
2	40	2109	2133	2121	7.2	5.3	18.0
3	60	2204	2109	2137	6.9	5.4	18.0
4	80	2298	2133	2216	7.0	5.3	19.0
5	100	2109	2298	2204	6.8	5.4	19.0
6	120	2062	2133	2098	6.7	5.3	19.0
7	140	1589	1589	1589	6.6	5.3	19.0
8	160	2204	1920	2062	6.5	5.3	19.0
9	180	1826	1920	1873	6.6	5.4	19.5
10	200	1826	1760	1803	6.3	5.4	19.5
11	220	1920	1920	1920	6.3	5.6	19.5
12	240	1920	1731	1826	6.4	5.3	19.5
13	270	1543	1448	1496	6.3	5.3	20.0
14	300	1826	1637	1732	6.5	5.3	20.0
15	330	1590	1731	1661	6.4	5.3	20.0
16	360	1826	1826	1826	6.5	5.3	20.0
17	390	1920	1920	1920	6.3	5.3	20.0
18	420	1920	1920	1920	6.6	5.3	20.0
19	450	1826	1731	1779	6.5	5.4	20.0
20	480	1731	1731	1731	6.4	5.4	20.0
21	510	1920	1920	1920	6.3	5.7	19.0
22	540	1779	1873	1826	6.4	5.6	19.0

## EXPERIMENTO INTERMITENTE (29/09/1992)

MUESTRA	TIEMPO (MIN)	DQO1 (MG O <sub>2</sub> /L)	DQO2 (MG O <sub>2</sub> /L)	DQO <sub>m</sub> (MG O <sub>2</sub> /L)	OD (MG O <sub>2</sub> /L)	pH UNIDADES	TEMP. (°C)
0	0	2298	2022	2160	6.8	5.5	18.0
1	45	1930	1930	1930	7.1	5.7	18.0
2	90	2022	1930	1976	6.9	5.6	18.5
3	135	2114	2160	2137	6.9	5.6	18.5
4	180	2401	2206	2043	6.9	5.9	19.0
5	225	1976	2269	2122	7.1	5.7	19.0
6	270	1838	1930	1884	7.0	5.6	19.0
7	315	1608	1608	1608	6.7	5.6	19.0
8	360	2021	2205	2113	7.1	5.5	19.0
9	405	1634	1746	1700	6.9	5.7	19.0
10	450	2297	2114	2203	6.8	5.6	19.0
11	495	2481	2114	2297	6.7	5.6	19.0
12	540	1930	2022	1976	7.0	5.6	19.0
13	585	2069	1884	1976	7.1	5.4	19.0
14	630	2206	2206	2206	7.1	5.7	19.0
15	1440	2159	3297	2228	6.9	5.3	18.0

**EXPERIMENTO INTERMITENTE (02/10/1992)**

MUESTRA	TIEMPO (MIN)	DQ01 (MG O <sub>2</sub> /L)	DQ02 (MG O <sub>2</sub> /L)	DQ0n (MG O <sub>2</sub> /L)	OD (MG O <sub>2</sub> /L)	pH UNIDADES	TEMP. (°C)
0	0	6596	6273	6435	6.9	7.2	17.0
1	45	5304	5120	5212	7.0	7.2	17.0
2	90	7980	7841	7911	6.8	7.4	17.0
3	135	7565	7472	7519	6.9	7.4	18.0
4	180	6596	6304	6350	6.9	7.4	18.0
6	270	3413	3397	3690	7.0	7.5	18.0
7	315	2214	2399	2307	6.8	7.3	19.0
8	360	2491	2491	2491	7.0	7.5	19.0
9	405	2583	2306	2445	6.5	7.3	19.0
10	450	2399	2214	2307	6.7	7.4	19.0
11	495	2030	1753	1691	6.7	7.2	19.0
12	540	2122	2306	2114	7.0	7.2	20.0
13	585	3006	2122	1891	7.1	7.5	20.0
14	630	1845	1937	2214	7.1	7.3	20.0
15	675	2306	2122	1891	6.8	7.5	20.0
16	720	1937	2214	2214	6.8	7.5	20.0
17	765	2214	1845	1845	6.9	7.6	19.0
18	1440	2029	1845	1845	7.0	7.4	19.0

## EXPERIMENTO INTERMITENTE (31/01/1993)

MUESTRA	TIEMPO (MIN)	DQO1 (MG O <sub>2</sub> /L)	DQO2 (MG O <sub>2</sub> /L)	DQO3 (MG O <sub>2</sub> /L)	OD (MG O <sub>2</sub> /L)	pH UNIDADES	TEMP. (°C)
0	0	1786	1010	1402	6.5	7.4	19.0
1	0	1978	1114	1546	6.5	7.1	19.0
2	45	1730	2026	1082	6.8	6.6	19.0
3	90	1498	826	1162	7.1	6.6	19.0
4	135	1834	1930	1882	7.1	6.6	19.0
5	180	1546	1450	1498	7.0	6.6	19.0
6	225	2650	2210	2434	7.2	6.6	19.0
7	270	2318	2026	2122	7.1	6.6	19.0
8	315	1450	1354	1402	6.7	6.6	19.0
9	360	1690	1450	1570	6.7	6.7	19.0
10	405	2170	2266	2218	7.1	6.7	19.0
11	450	1114	1162	1138	7.1	6.6	19.0
12	495	2266	2074	2170	7.0	6.6	19.0
13	540	1114	1114	1114	7.1	6.5	18.0
14	585	970	874	922	7.1	6.6	18.0
15	630	1402	922	1162	7.1	6.7	17.0

## EXPERIMENTO INTERMITENTE (05/02/1993)

MUESTRA	TIEMPO (MIN)	DQO1 (MG O <sub>2</sub> /L)	DQO2 (MG O <sub>2</sub> /L)	DQO <sub>m</sub> (MG O <sub>2</sub> /L)	OD (MG O <sub>2</sub> /L)	pH UNIDADES	TEMP. (°C)
0	0	1786	1786	1786	7.1	7.5	19.0
1	15	1692	1428	1410	6.9	7.2	19.0
2	30	1692	1398	1645	6.8	7.4	19.0
3	45	940	2068	1304	6.5	6.7	19.0
4	60	1645	1645	1645	6.7	7.1	19.0
5	75	1598	2162	1988	7.1	6.6	19.0
6	90	2068	2358	2209	6.8	6.7	19.0
7	105	2256	2162	2209	6.6	6.6	19.0
8	120	1692	1509	1598	6.8	6.5	19.0
9	135	1833	1739	1786	6.7	6.6	19.0
10	180	1551	1833	1692	6.9	6.5	19.0
11	210	1786	1692	1739	6.6	6.5	19.0
12	240	2068	2162	2115	6.9	6.4	19.0
13	280	2021	2209	2115	6.8	6.3	19.0
14	360	1786	1692	1739	6.7	6.3	19.0
15	420	2162	1833	1998	6.5	6.4	20.0
16	480	1786	1927	1857	6.7	6.3	20.0
17	560	2209	2357	2303	6.5	6.3	20.0
18	600	1598	1304	1351	6.4	6.6	19.0
19	660	1598	1645	1622	6.2	6.7	19.0
20	720	1645	1927	1786	6.2	6.4	19.0
21	1440	1974	1974	1974	6.4	6.3	18.0

S U B S T R A T O : U I N A Z A S	
E X P E R I M E N T O I N T E R M I T E N T E R E A L I Z A D O E L 05/02/93	
TIEMPO (h)	DBO <sub>5</sub> (mg O <sub>2</sub> /L)
0.0	1050
3.0	950
18.0	560
24.0	460