

49



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ARRANQUE Y ESTABILIZACION DE UN REACTOR AEROBIO DE PELICULA FIJA

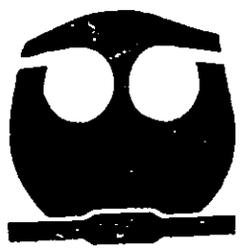
T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

OSCAR GUILLERMO DAMIAN MONTOYA



MEXICO, D.F.

2001

293522



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

## JURADO ASIGNADO

**Presidente**      **Prof. Rodolfo Torres Barrera**

**Vocal**            **Prof. Víctor Manuel Luna Pabello**

**Secretario**      **Prof. Hilda E. Calderón Villagómez**

**1er. Suplente**    **Prof. Landy Irene Ramírez Burgos**

**2do. Suplente**   **Prof. Durán Domínguez Ma. Del Carmen**

**Sitio donde se desarrolló el tema:** Programa de Ingeniería Química y Química Ambiental. Conjunto "E", laboratorio 301-303, Facultad de Química. U.N.A.M.

**ASESOR**



---

**Dr. Víctor Manuel Luna Pabello**

**SUSTENTANTE**



---

**Oscar Guillermo Damián Montoya**

## RECONOCIMIENTOS

Al Dr. Víctor Manuel Luna-Pabello, por su apoyo incondicional en la dirección de este trabajo, por los consejos y jalones de oreja recibidos, gracias por tu amistad.

A la Dra. Carmen Durán de Bazúa por la oportunidad y las facilidades otorgadas para trabajar en el laboratorio del PIQAYQA y por el tiempo dedicado a la supervisión del presente trabajo.

Al Centro de Investigación de Diseño Industrial (CIDI) de la Facultad de Arquitectura de la UNAM por haber proporcionado el reactor de biocinta.

Al TDI. Sergio Luna Pabello, por su colaboración y facilidades otorgadas para llevar a cabo el trabajo en el reactor de biocinta.

A la M. en C. Hilda E. Calderón V. por su valiosa colaboración en la revisión de la tesis.

A la Biol. Rosario Rodríguez Rodríguez, al I.Q. Sergio Ríos Cuadrilla y al T.L.A. José Octavio Pabello Morales por su apoyo, colaboración é incondicional amistad ofrecida y por haberme mostrado la importancia del trabajo interdisciplinario al integrar los "cuatro fantásticos".

A todos y cada uno de mis compañeros del PIQAYQA por haberme permitido colaborar y disfrutar con ellos de momentos inolvidables.

# ÍNDICE

	Página
RESUMEN	1
I.- INTRODUCCIÒN	2
I.1.- Antecedentes	2
I.2.- Objetivos	5
I.2.1.- Objetivo general	5
I.2.2.- Objetivos particulares	5
II.- MARCO TEÒRICO	5
II.1.- Generalidades sobre tratamiento de aguas residuales	5
II.2.- Sistemas de tratamiento biológico	8
II.3.- Desarrollo de la película biológica	10
- Fases de crecimiento microbiano	13
II.4.- Generalidades sobre el modelamiento matemático de reactores de película fija	14
- Cinética en reacciones biológicas	16
III.- MATERIALES Y MÉTODOS	17
III.1.- Reactor de película biológica denominado "biocinta"	17
III.1.1.- Estructura	17
- a) Medio de soporte de la biopelícula	17
- b) Contenedor del agua residual	21
III.2.- Agua residual a tratar	21
III.3.- Parámetros fisicoquímicos evaluados	22
III.4.- Evaluación preliminar y establecimiento de condiciones de operación estables	23
III.4.1.- Corrida experimental previa	23
.- Problemas operativos	23
III.4.2.- Condiciones de operación experimental estables	26
- Preparación del inóculo	26
- Metodología de inducción de película biológica	26
- Estabilización funcional o fase pseudoestable del reactor de "biocinta"	27
- Determinación de características de operación del reactor denominado "biocinta"	28
IV.- RESULTADOS	35
IV.1.- Resultados de los análisis fisicoquímicos	35
IV.2.- Resultados del comportamiento cinético	36
IV.2.1.- Determinación del orden de reacción en el reactor de biocinta	36

IV.2.2.- Aplicación de los modelos cinéticos bajo condiciones de operación estable en el reactor de biocinta	37
V.- ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS	40
V.1.- Parámetros fisicoquímicos	40
V.2.- Comportamiento cinético	42
V.3.- Detección de problemas durante la operación de la biocinta y alternativas de solución a problemas funcionales	45
V.4.- Comparación de un RBR <sub>20</sub> y un reactor de biocinta	56
V.5.- Determinación de diferencias estadísticas significativas entre RBR y la biocinta.	57
VI.- CONCLUSIONES Y SUGERENCIAS	60
VII.- BIBLIOGRAFÍA	63
VII.- APÉNDICES	69
A.- TÉCNICAS DE ANÁLISIS FISICOQUÍMICO	69
B.- MODELOS CINÉTICOS EMPLEADOS EN REACTORES BIOLÓGICOS ROTATORIOS (RBR's)	83
B.1.- Determinación del orden de reacción para el reactor de biocinta	83
B.2.- Cinética de reacción según modelo de Michaelis y Menten	85
B.3.- Modelo propuesto por Monod	87
B.4.- Modelo propuesto por Komegay y Andrews	88
B.5.- Modelo de Komegay	89
B.6.- Modelo propuesto por Schroeder	91
B.7.- Modelo propuesto por Stover y Kincannon	93

## RESUMEN

El presente trabajo se realizó en un reactor de película biológica llamado "biocinta", el cual fue conceptualizado para proporcionar en el menor espacio posible, la mayor superficie de contacto, siendo este parámetro fundamental en el diseño de este tipo de sistemas. Al aumentar de esta manera la relación área/volumen, se busca abatir el tiempo requerido para la depuración de un determinado volumen de agua. Este equipo se compone de dos estructuras principales: una es el contenedor del líquido a tratar y la otra, el medio soporte móvil, en el cual se desarrolla la biopelícula. El volumen de trabajo total fue de 14.9 L, con una capacidad de giro del medio de soporte de 28 r.p.m. Las aguas residuales empleadas para el estudio fueron las provenientes de un molino de nixtamal, las cuales fueron diluidas antes de ser alimentadas al reactor a una concentración de 2000 mg DQO/L, cuya equivalencia fue de 585 mg DBO<sub>5</sub>/L. El tiempo de residencia hidráulico fue establecido en 18 horas. De acuerdo con los resultados obtenidos, la biocinta logra remover de manera permanente, durante la etapa de operación estable, 80% de los contaminantes disueltos medidos en términos de DQO y 88% valorados como DBO<sub>5</sub>. Al comparar su comportamiento depurativo con el de un RBR operado bajo condiciones similares, se pudo constatar que la biocinta resultó ser más eficiente ya que eliminó en menor tiempo igual cantidad de contaminantes. Lo anterior concuerda con el efecto esperado derivado del aumento de la relación área/volumen.

De manera complementaria se realizaron los cálculos necesarios para conocer si alguno de los modelos cinéticos empleados para los RBR's podía representar satisfactoriamente la remoción de materia orgánica disuelta lograda en el reactor de biocinta. Sin embargo, ninguno de ellos proporcionó una aproximación aceptable para la interpretación de los cálculos realizados. Este hecho era de esperarse debido a que a pesar de estar basados en el mismo principio de funcionalidad, la biocinta presenta aproximadamente el doble de la relación área/volumen, lo que le confiere un comportamiento depurativo diferente, siendo una expresión de orden uno la que mejor representa su rapidez de reacción.

## I.- INTRODUCCIÓN

La contaminación ambiental es un fenómeno generalizado a nivel mundial. A través de los medios de difusión masiva es posible darse cuenta de los alarmantes niveles de deterioro ambiental alcanzados en diferentes y variados ecosistemas. El aire, el agua y el suelo presentan un gran detrimento en su calidad. La recuperación de estos valores indispensables para la subsistencia humana es una necesidad de primordial importancia. Sin embargo, esta tarea es muy difícil, debido a la cantidad y variedad de contaminantes existentes en el ambiente (Luna-Pabello, 1993).

La problemática mundial del tratamiento de aguas residuales al igual que la del suelo y el aire no ha sido resuelta a satisfacción. Se han explorado diferentes métodos y sistemas de tratamiento, buscando la eficiencia y abatimiento de costos en los mismos. Dentro del área de tratamiento de aguas, los sistemas biológicos conocidos como de película fija, han mostrado su efectividad en la remoción del material orgánico biodegradable disuelto en las aguas y aguas residuales.

Hasta hace pocos años, los estudios sobre tratamiento de aguas contaminadas eran abordados, casi con exclusividad, por ingenieros sanitarios y sus aplicaciones se limitaban a la depuración de las aguas domésticas (albañales y colectores municipales). Sin embargo, debido a la presencia de efluentes industriales en esas aguas residuales y al aumento de problemas técnicos en las plantas de tratamiento biológico, asociadas a la presencia de sustancias tóxicas o recalcitrantes, se ha ido tendiendo a instrumentar la interdisciplinariedad en la búsqueda de soluciones idóneas para el tratamiento de esas aguas residuales mixtas (Luna-Pabello et al., 1991).

Dentro de la industria de la transformación en México, la industria alimentaria es una de las más contaminantes hacia los cuerpos acuíferos, debido a que procesa material biológico, vegetal y animal, produciendo cantidades considerables de aguas residuales que contienen materia orgánica con una composición similar a la del alimento que procesa. Este material orgánico tiene la característica de ser biodegradable, lo que permite la aplicación de un tratamiento biológico a dichas aguas, así como la posibilidad de su posterior recirculación y utilización de los subproductos del tratamiento como materia prima para otro proceso.

### I.1. Antecedentes

En México, la industria procesadora del maíz es una de las industrias alimentarias que genera grandes volúmenes de efluentes líquidos (del latín *effluere*, fluir hacia afuera) con altas cantidades de materia orgánica disuelta. Esto se debe a que la masa de maíz nixtamalizado representa la principal fuente de calorías en la dieta de las clases mayoritarias de nuestro país.

La nixtamalización (del náhuatl *nextli* = cenizas de cal y *tamalli* = masa de maíz cocido), es el proceso de lixiviación alcalina empleado en la elaboración de masa y harina de maíz para consumo humano, el cual viene siguiéndose desde la época

precolombina. Este proceso consume grandes cantidades de agua, tiempo y energía. Debido a los volúmenes de producción, esta industria representa una gran fuente de emisión de contaminantes líquidos. De ahí la necesidad de emplear sistemas de tratamiento para reducir estas emisiones o bien implantar métodos alternativos para la producción de maíz nixtamalizado sin la generación de contaminantes líquidos. Por esta razón se han realizado diversos estudios sobre el tratamiento de las aguas residuales generados por esta industria de proceso (Durán de Bazúa, 1987).

Tradicionalmente, se han empleado sistemas de tratamiento biológico para la eliminación de materia orgánica disuelta (MOD) biodegradable presente en las aguas residuales, debido a que estos sistemas son los más económicos.

A principios de la década de los ochenta, se publicaron los primeros resultados de estudios hechos con reactores biológicos a escala de laboratorio y planta piloto, particularmente, usando sistemas de tratamiento denominados reactores biológicos rotatorios (RBR's) o de biodiscos, un sistema patentado por la UNAM y, ahora, en esta década puede decirse que representan una alternativa efectiva para el tratamiento de aguas residuales de la industria de proceso, tanto por su diseño compacto como por su sencillez de operación (Durán de Bazúa et al., 1982). Para el caso específico del tratamiento de las aguas residuales de la industria del proceso, donde la composición y la carga orgánica son variables, este tipo de reactores resulta más adecuado por el efecto amortiguador de las diferentes cámaras de las que consta (Durán de Bazúa, 1983; Luna-Pabello, 1987, 1990; Pedroza y Durán, 1986; Vázquez García et al., 1990; Zámamo-Pérez et al., 1991).

La realización de estos estudios se enfocaron principalmente al tratamiento de los efluentes de la industria del maíz, conocidos como nejayote (palabra de origen náhuatl, que significa caldo de cenizas de cal). En estos trabajos de investigación se estableció la problemática, análisis del proceso, propuestas y evaluación de mejoras al proceso, así como la determinación de sistemas de tratamiento de los efluentes líquidos generados.

A partir de los resultados obtenidos se determinó la factibilidad del tratamiento biológico de esas aguas residuales, basándose en su previa caracterización. Su limitación se refiere al volumen máximo de aguas residuales que pueden depurar, ya que al rebasar este límite, que es de aproximadamente 50,000 m<sup>3</sup>/L, el número de unidades requeridas se vuelve poco manejable, tanto técnica como económicamente.

Debido a la existencia de gran cantidad de contaminantes y variedad de efluentes domésticos concentrados, ya que el aumento en su concentración se propicia al dar un uso y reuso más eficiente al agua, los cuales puede ser tratados por un sistema biológico, tales como aquellos que se generan en restaurantes, hoteles, salones, etc, es que han surgido y desarrollado diferentes alternativas de tratamiento, las cuales deben ofrecer cada día mayores ventajas, tanto en el aspecto técnico como económico. Considerando que, en ocasiones, es necesario realizar una evaluación preliminar del funcionamiento y eficiencia de los sistemas biológicos de tratamiento para diferentes tipos de agua residual, en este caso de tipo carbonoso es que se optó

por trabajar con nejayote, el cual contiene abundantes contaminantes orgánicos disueltos, que permiten simular concentraciones iguales o mayores a las domésticas, permitiendo un estudio y evaluación del comportamiento del sistema de tratamiento a emplear. Con el objeto de evaluar la bondad depurativa de un reactor específico, conocido como biocinta, se decidió comparar su funcionamiento con un reactor evaluado previamente. En este sentido y dado que ya se contaba con información considerable en cuanto al funcionamiento del reactor biológico rotatorio (RBR) depurando nejayote, se optó por establecer una comparación funcional entre ambos, teniendo como variable experimental el área superficial del soporte.

Para aumentar la eficiencia de un tratamiento biológico aerobio es necesario proporcionar las condiciones fisicoquímicas y biológicas que favorezcan el adecuado equilibrio entre los microorganismos "depuradores" (transformadores de MOD) y de aquellos que regulan sus poblaciones y que son conocidos como "depredadores" (Curds y Vandyke, 1966; Curds et al., 1968; Duncan, 1976; Wiggins y Alexander, 1988; Yuhei et al., 1989). Los principales factores a considerar se pueden dividir en:

1.- Factores dependientes de la estructura y operación del sistema de tratamiento, tales como el mezclado homogéneo sustrato-microorganismo, tiempo adecuado de interacción sustrato-microorganismo, además de que la concentración de oxígeno disuelto sea mayor o igual a 2 mg/L, concentración convencionalmente aceptada para este parámetro.

2.- Factores dependientes del ambiente (factores bióticos y abióticos), como toxicidad de los compuestos disueltos en el agua, concentración del alimento (sustrato y nutrientes), pH, salinidad, temperatura, luz, concentración de oxígeno y de otros gases disueltos, presión atmosférica, tipo y concentración de microorganismos inoculados y las interacciones biológicas de las especies presentes.

Teniendo información sobre el comportamiento de los RBR's a diferentes condiciones de operación, se plantean modificaciones, tanto en la estructura del reactor así como en la relación área/volumen o área específica con la consecuente optimización en el funcionamiento de estos sistemas de tratamiento.

Tomando en cuenta estos parámetros, se presenta un nuevo modelo de reactor, conocido como biocinta, el cual tiene como ventaja frente a los RBR's; una mayor relación área/volumen (A/V), lo que permite reducir aún más el espacio requerido para depurar un determinado volumen de agua residual.

Visto de otra manera, puede decirse que podría tratar efluentes líquidos de mayor concentración y/o abatir el tiempo requerido para la remoción de contaminantes orgánicos disueltos de concentraciones iguales o semejantes con respecto a los tratados en los RBR's. Adicionalmente, el aumento en la turbulencia generada en el reactor de biocinta, ofrece las ventajas de un mayor tiempo de contacto entre las diferentes fases que intervienen en la remoción de la materia orgánica disuelta en el

agua residual (aire, agua residual y película biológica activa), así como favorecer la disolución del oxígeno en el agua residual en tratamiento, logrado durante la rotación de la biocinta, gracias al arreglo estructural.

Considerando lo anteriormente expresado, se plantean los siguientes objetivos.

## **1.2. Objetivos**

### **1.2.1. Objetivo general**

Evaluar el comportamiento depurativo, durante el arranque y estabilización, de un reactor de película biológica en el tratamiento de aguas residuales contaminadas orgánicamente

### **1.2.2. Objetivos particulares**

- Evaluar el porcentaje de remoción de materia orgánica disuelta, logrado por el reactor biológico de película fija denominado "biocinta", bajo condiciones de operación controladas
- Detectar posibles fallas y proponer, en su caso, mejoras tanto estructurales como operativas para este sistema de tratamiento
- Determinar los intervalos para las variables de operación del reactor de película biológica fija en experimentación
- Registrar parámetros fisicoquímicos del agua residual durante las etapas de operación pre-estable y estable
- Estimar el orden de reacción y ponderar la aplicabilidad de los modelos matemáticos desarrollados para los RBR's, para la descripción de los resultados del comportamiento depurativo observado en el reactor de biocinta.
- Comparar la eficiencia de depuración del reactor de biocinta con un reactor biológico rotatorio (RBR) de características físicas similares.

## **II. MARCO TEÓRICO**

### **II.1. Generalidades sobre tratamiento de aguas residuales**

El procedimiento idóneo para tratar aguas residuales depende tanto de su origen como de su composición y el reuso o disposición que se le pretenda dar (Anaya-Huertas, 1992).

De acuerdo con Duncan (1976), el tratamiento de aguas residuales es una combinación de tratamientos preliminares, primarios, secundarios y terciarios, los cuales pueden ser aplicados independientemente no siempre de manera secuencial sino acorde con la finalidad que se persiga y cuyo costo va de manera proporcional al grado de depuración que se desee alcanzar.

El tratamiento preliminar consiste en la remoción mecánica de aquellos desechos formados por materiales voluminosos. Para ello pueden usarse uno o varios equipos como son: cribas, rejillas, tamices, desarenadores, desmenuzadores o trituradores, tanques de pre-aireación, trampas de grasa, neutralizadores y desespumadores.

Por otra parte, los tratamientos primarios están orientados principalmente a la remoción de la mayor parte de la materia sedimentable o flotante presente en las aguas residuales. Entre los equipos utilizados se encuentran: decantadores, flotadores, sedimentadores (tanques sépticos, tanques de doble acción, tanques de sedimentación simple ascendente con eliminación mecánica de lodos, clarificadores de flujo ascendente con eliminación de lodos), floculadores, coagulantes y elutriantes.

Los tratamientos de tipo secundario o biológico se aplican para eliminar principalmente el material orgánico disuelto biodegradable contenido en un determinado volumen de aguas residuales provenientes del tratamiento primario, las cuales usualmente contienen una gran cantidad de sólidos orgánicos en disolución o coloidales que no afectan a las aguas receptoras. El tratamiento secundario depende principalmente de la capacidad de los organismos aerobios o anaerobios para la degradación de esos compuestos orgánicos, hasta su transformación en sólidos inorgánicos u orgánicos más estables y que puedan separarse por métodos físicos y mecánicos y en gases que no creen problemas ambientales en la atmósfera.

El tratamiento biológico de las aguas residuales se basa en un proceso donde una población de microorganismos descompone la materia orgánica al utilizarla como fuente de nutrimentos. Este es el mecanismo por el cual las corrientes de aguas naturales como lagos y ríos se autopurifican. Normalmente, los productos finales, además de la biomasa microbiana, son bióxido de carbono, agua, nitratos y sulfatos, por ello generalmente a este proceso se le llama mineralización.

Metabólicamente, los microorganismos se pueden dividir en aquellos que necesitan oxígeno para su crecimiento y los que no lo necesitan. Los que lo requieren son llamados aerobios y el oxígeno debe estar disponible en forma de oxígeno libre disuelto. A los organismos que solo pueden crecer en presencia de oxígeno se les conoce como aerobios obligados, mientras que los que crecen en ausencia total del oxígeno son denominados anaerobios obligados.

Adicionalmente existen microorganismos capaces de realizar su metabolismo, tanto de manera aerobia como anaerobia y son conocidos como facultativos.

El oxígeno libre disuelto es el elemento esencial para los procesos aeróbios y cuando los organismos aeróbios utilizan los nutrientes orgánicos, consumen al mismo tiempo el oxígeno disuelto. Si no se repone el oxígeno disuelto, el crecimiento aerobio se detiene cuando se agota el oxígeno, por lo que solo pueden continuar los procesos anaeróbios los cuales son más lentos y de olor desagradable, debido a que generan metano, amoníaco y ácido sulfhídrico como productos finales.

Otros microorganismos, de metabolismo anóxico son capaces de utilizar el oxígeno contenido en compuestos químicos disueltos como nitratos y nitritos cuando el oxígeno no está disponible en disolución.

Por lo anterior, estos procesos de tratamiento biológico pueden ser clasificados como aeróbios-anóxicos y anaeróbios-anóxicos. Cuando la materia orgánica disuelta se pone en contacto con el lodo o masa biológica, es transformada por varios mecanismos. Los sólidos suspendidos y muy finos se eliminan por medio de la adsorción y la coagulación. Parte de la materia orgánica soluble se remueve inicialmente por medio de la absorción y se almacena en la célula como reserva de alimento. La materia orgánica restante en disolución se remueve progresivamente durante el proceso de aireación resultando en la síntesis de nuevos lodos y la producción de dióxido de carbono y agua.

La facilidad de oxidación de la materia orgánica disminuye a medida que la complejidad de los compuestos aumenta. Las partículas grandes se subdividen por medio de hidrólisis antes de oxidarse.

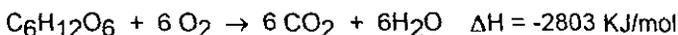
Las reacciones que representan su transformación mediante la biooxidación se pueden interpretar como:

- La remoción inicial de la materia orgánica: ésta se efectúa al ponerse en contacto con un lodo biológicamente activo, almacenándose como reserva de alimento.

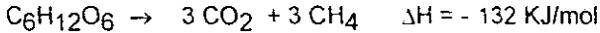
- La remoción está en proporción directa al "crecimiento" y reproducción de los organismos que conforman el lodo biológico.

- La oxidación de la materia celular biológica a través de la respiración endógena.

Los procesos aeróbios son bioquímicamente eficientes y rápidos, generan productos secundarios que casi siempre son químicamente simples y están altamente oxidados, como el anhídrido carbónico y el agua. Los procesos anaeróbios son bioquímicamente más lentos y dan origen a productos secundarios químicamente complejos o malolientes. Sin embargo, los primeros requieren de más energía. Para ejemplificar esto, basta mencionar que la  $\Delta H$  del proceso aerobio es de:



y la del proceso anaerobio es de:



de lo anterior se puede inferir que es requerida una mayor cantidad de energía para llevar a cabo la degradación (oxidación) de materia mediante metabolismo de tipo aerobio, ya que el carbono orgánico tiene que pasar totalmente a  $\text{CO}_2$ ; mientras que en el proceso anaerobio la mitad pasa a  $\text{CH}_4$  pudiendo éste ser aprovechado como fuente de energía en el proceso de producción o bien recircularse como combustible para alimentar el sistema de tratamiento.

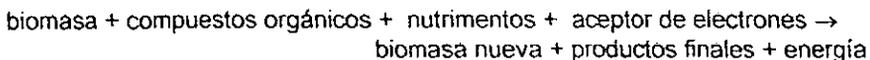
Los tratamientos de tipo terciario se encuentran comúnmente ubicados en la parte final de una planta de tratamiento. Su objetivo es aumentar la depuración del agua residual. El tratamiento terciario se puede llevar a cabo mediante procesos biológicos y/o procesos y operaciones fisicoquímicas. En el caso de los procesos biológicos su objetivo puede ser la remoción de material nitrogenado disuelto en el agua residual (nitratos, nitritos y/o amoníaco), fósforo disuelto, así como de algunos metales bioacumulables a concentraciones relativamente bajas. Asimismo, usando procesos y operaciones fisicoquímicas se retiran sustancias específicas como son las que dan color (humatos, fulvatos), metales pesados disueltos, sales minerales disueltas, sólidos suspendidos e, inclusive, se puede desinfectar el agua previamente tratada.

Existe una gran cantidad y variedad de tratamientos terciarios, su aplicación depende de la calidad final que se quiera dar al agua tratada. Entre los principales sistemas de tratamiento terciario están: precipitación química, transferencia de gases, adsorción, oxidación química, intercambio iónico, recarbonatación, desorción con amoníaco, carbón activado, electrodiálisis, ósmosis, diálisis, ósmosis Inversa y ultrafiltración. Como eliminadores de organismos patógenos pueden emplearse: cloración, luz ultravioleta y ozonación entre otros.

## II.2. Sistemas de tratamiento biológico

Basándose en la naturaleza del aceptor de electrones (AE), los tratamientos biológicos pueden ser aerobios o anaerobios. En los primeros, esta función la realiza el oxígeno libre presente. En los segundos no hay oxígeno y algunas formas de carbono o de sulfuro sirven como AE.

El proceso de biodegradación puede representarse con una ecuación simplificada (Eckenfelder, 1980).



Los microorganismos pueden encontrarse homogéneamente distribuidos en el reactor y se denomina a éste como sistema de flóculos suspendidos. Los microorganismos presentes están suspendidos dentro del líquido formando flóculos de distintos tamaños logrando así mayor superficie de contacto para intercambio de gases y sustancias orgánicas e inorgánicas. Las ecuaciones que representan a este tipo de sistemas depuradores son las de un reactor perfectamente agitado.

Cuando el reactor, de manera teórica, puede ser representado como de flujo tapón o pistón, los microorganismos generalmente están heterogéneamente distribuidos y soportados en un medio inerte. Este reactor es conocido como de película biológica. Este tipo de crecimiento se realiza mediante la adhesión de los microorganismos a algún medio inerte que sirva de soporte como son rocas, materiales plásticos o cerámicos según sea el tipo de tratamiento biológico empleado. En la lama formada o película biológica activa fija es donde se realiza la conversión de la materia orgánica disuelta en bióxido de carbono, agua y otros metabolitos disueltos. A partir de esta conversión es posible que los microorganismos presentes obtengan la energía suficiente para mantener su metabolismo basal y mediante su reproducción incorporar nuevos individuos al medio de soporte. Los lechos bacterianos son un sistema de depuración biológica de las aguas residuales en el que la oxidación se produce al hacer circular, a través de un medio poroso, aire y agua residual de manera continua. La circulación del aire se realiza de forma natural o forzada generalmente a contracorriente del agua.

Un caso particular de este tipo de reactores aerobios son los llamados filtros percoladores, mal llamados así porque su función no es la de filtrar ni la de percolar sino la de depurar, mediante reacciones bioquímicas, un agua residual. La circulación del aire se realiza de forma natural o forzada a contracorriente o en el mismo sentido del agua y el fundamento del proceso está basado en las reacciones producidas en la película biológica (Eckenfelder, 1980).

Las dos características más importantes en este tipo de reactores son la superficie activa y el porcentaje de oxigenación. La superficie específica se define como los metros cuadrados ( $m^2$ ) de superficie de relleno por metro cúbico ( $m^3$ ) de volumen total tratado. Cuanto mayor sea la superficie específica mayor será la proliferación de organismos activos por unidad de volumen. Por otra parte, a mayor oxigenación se consiguen cargas hidráulicas superiores a una misma eficiencia depurativa.

Otro tipo de reactores aerobios de flujo pistón lo constituyen los biodiscos o reactores biológicos rotatorios (RBR's). Los procesos pueden ser tanto de reducción de materia orgánica disuelta como de nitrificación-desnitrificación. Su funcionamiento puede sintetizarse indicando que los elementos de soporte de la biopelícula se sumergen parcialmente (40%) en las aguas residuales a tratar contenidas en depósitos por los cuales fluyen las aguas y girando a baja velocidad exponen alternativamente al aire y

al agua a tratar a los microorganismos que integran la película biológica, la cual no debe sobrepasar un espesor de 3 mm para no presentar problemas de anaerobiosis.

De acuerdo con los resultados experimentales obtenidos en estudios de depuración biológica de aguas residuales de tipo carbonoso, a concentraciones medias, el sistema aerobio de discos biológicos rotatorios, resultó ser el más eficiente para la remoción de la materia orgánica disuelta presente, así como para generar lodos densos fácilmente sedimentables (Durán de Bazúa y Hartmann, 1980; Hartmann y Durán de Bazúa, 1981, Civit et al, 1984; Pedroza, 1985; Escárcega y col., 1986; Durán de Bazúa, 1988). Actualmente se cuenta con información sobre la bondad de este tipo de sistemas de tratamiento bajo diversas condiciones de operación, tales como: tiempo de residencia hidráulico; concentración de agua residual a tratar; temperatura; velocidad de rotación de los discos y número de etapas arregladas de manera secuencial, lo cual servirá como punto de referencia para el presente estudio.

Considerando que el reactor de biocinta que se estudiará en este trabajo tiene como fundamento el mismo principio de operación que los RBR's, puede considerarse que la variable a evaluar en este caso sería, dada la mayor relación área/volumen que presenta, el efecto de contar con una mayor superficie de contacto para el desarrollo de la película biológica activa, considerando un mismo volumen de trabajo.

### II.3. Desarrollo de la película biológica

Para cualquier sistema de tratamiento biológico, la cinética de crecimiento de la película fija presenta cuatro fases: inducción; acumulación; estabilización y desprendimiento, las cuales pueden observarse gráficamente en la figura 1 (Byers, 1982).

a) Inducción.- Durante esta etapa, ocurre la adsorción de los compuestos orgánicos sobre el soporte que colonizarán los microorganismos, en tanto éste se encuentra en contacto con el líquido bajo tratamiento. La impregnación del material orgánico disuelto sobre del medio de soporte, es condicionante para el desarrollo de la biopelícula y la consecuente fijación de la biomasa sobre el soporte; es decir, los microorganismos colonizan las superficies húmedas, formando una matriz gelatinosa, cuando las cantidades adecuadas de nutrimentos orgánicos, sales minerales y oxígeno están disponibles sobre éstas (Hoehen y Ray, 1973; Byers, 1982; Pedroza, 1985).

b) Acumulación.- En esta fase se produce un crecimiento logarítmico de los microorganismos; este evento alcanza su punto más alto una vez que el soporte se encuentra completamente cubierto por la matriz gelatinosa (Norouzzian, 1983). Se observa un período de acumulación constante, el cual termina por efecto del esfuerzo cortante entre la biopelícula y la superficie del líquido. Los nutrimentos y el oxígeno son transportados a través de la película microbiana por difusión. El grosor de ésta se encuentra afectado por el desarrollo de la microbiota, lo que a su vez permite la formación de estratos inferiores con características anaerobias (Famularo *et al.*, 1978; Reiber y Stensel, 1985).

c) Estabilización o meseta. - En ella se da un desprendimiento de la biomasa, el cual se encuentra compensado, o en equilibrio, con la generada por los nuevos microorganismos, conservando constante el grosor y la estructura de la biopelícula. La cohesión de la biomasa se promueve por la combinación de la reproducción celular y producción extracelular de polímeros de polisacáridos (Trulear y Characklis, 1992).

d) Desprendimiento. - En esta etapa, la estabilidad se conserva hasta que la concentración de nutrimentos difundidos en la biopelícula es interrumpida, ocasionando que los organismos de las capas basales mueran, perdiéndose la integridad de la estructura de la biopelícula y se dé un desprendimiento masivo (Hoehen y Ray, 1973; Pedroza, 1985).

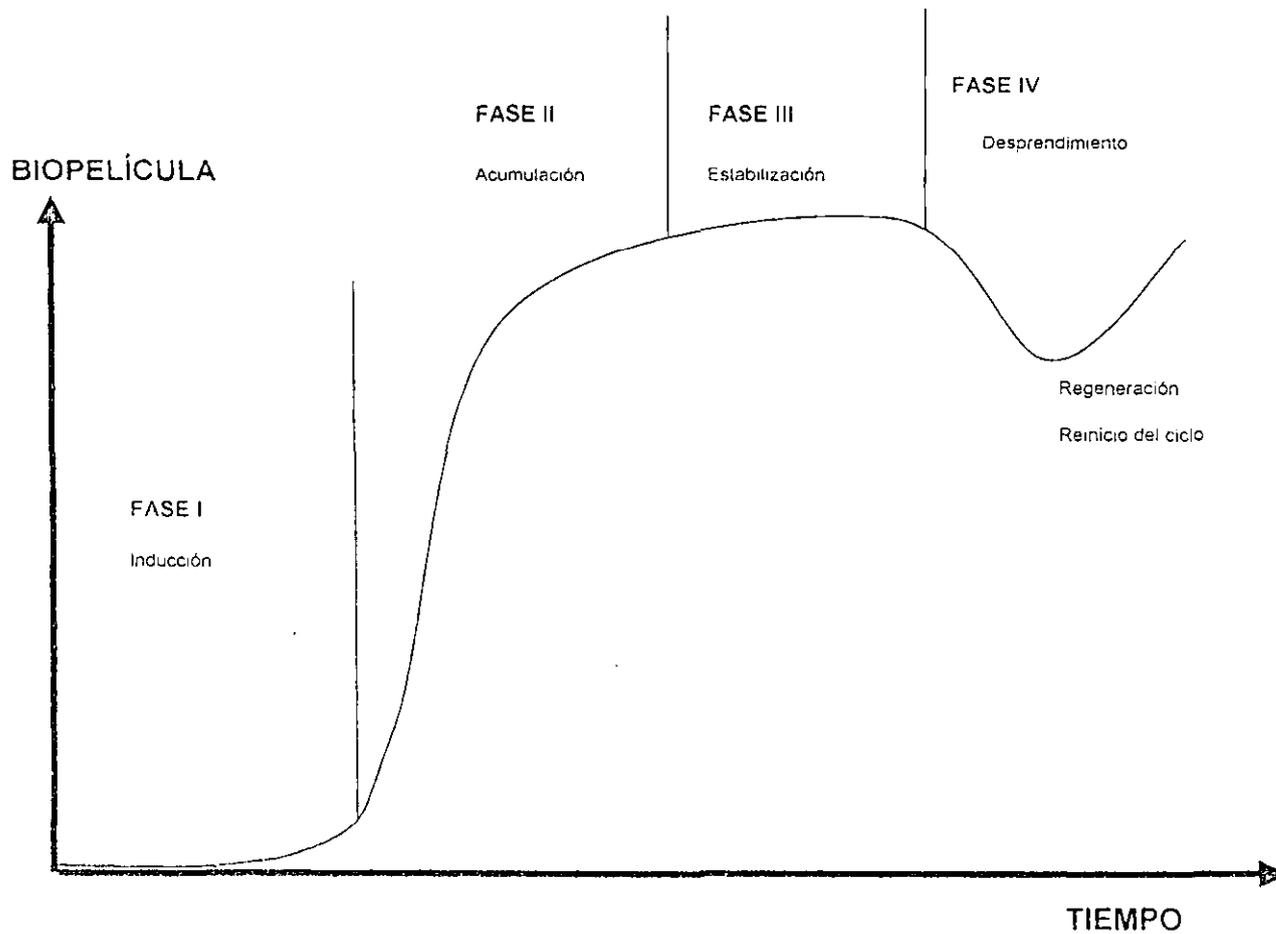


FIGURA 1. ESQUEMA DEL DESARROLLO DE LA BIOPELÍCULA ACTIVA (BRYERS. 1982)

## Fases de crecimiento microbiano

Los procesos biológicos de tipo discontinuo son encontrados comúnmente en sistemas de producción a nivel de laboratorio, a nivel industrial y también en el tratamiento de aguas. Se caracterizan por el cambio en las propiedades de una mezcla inicial de sustrato en solución y microorganismos colocados en un recipiente capaz de conservar condiciones de agitación, temperatura y concentración de oxígeno, en caso de microorganismos de tipo aerobio, a lo largo del tiempo.

La curva típica obtenida al tabular la concentración de microorganismos en función del tiempo se muestra en la figura 2 (Sundstrom y Klei, 1979).

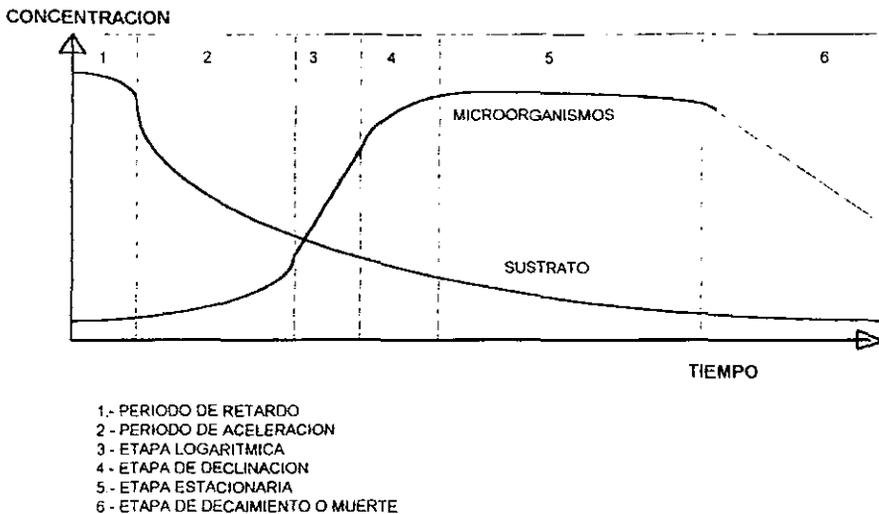


FIGURA 2- ETAPAS DE UN CULTIVO DISCONTINUO (Sundstrom y Klei, 1979)

Inicialmente la población microbiana permanece constante durante un intervalo de tiempo conocido como periodo de retardo, durante el cual los microorganismos se adaptan (acostumbran) a las condiciones ambientales. Después del periodo de retardo, que puede prolongarse hasta por varios días, los microbios comienzan a crecer y a multiplicarse durante una etapa de aceleración. Durante esta segunda etapa, la gran cantidad de productos intermedarios involucrados en la cadena de reacciones metabólicas, alcanzan una concentración estacionaria. Una vez que los microorganismos se han aclimatado al medio se multiplican rápidamente de acuerdo a una cinética, generalmente de primer orden con respecto a la concentración de estos:

$$\frac{dX}{dt} = kX$$

donde X = peso de células en base seca/volumen  
 t = tiempo  
 k = velocidad específica de crecimiento, tiempo<sup>-1</sup>

Puesto que al integrar la ecuación anterior se obtiene una expresión logarítmica, a esta fase del crecimiento se le conoce como etapa logarítmica. Durante dicha fase existe una relación alta de alimento a microorganismos y una fracción muy alta de microorganismos vivos. Eventualmente, el alimento es consumido hasta un punto en el cual existe una gran cantidad de microorganismos y una cantidad de alimentos suficiente para sostener la misma velocidad de crecimiento que en la etapa logarítmica. Posteriormente comienza la etapa de declinación en el crecimiento, en la cual la concentración de nutrientes esenciales desciende y se acumulan productos metabólicos como ácidos o alcoholes. Mientras que la concentración de alimentos va limitando el proceso, la rapidez o velocidad de muerte de microorganismos se incrementa hasta que se alcanza la etapa estacionaria, en la cual la velocidad de muerte de microorganismos es equivalente a la velocidad de reproducción de éstos. Eventualmente la fuente de alimentos disminuye de manera tal, que origina, que la velocidad de muerte rebasa a la de reproducción y ocurre un decremento en la concentración de células vivas. Durante esta etapa, conocida como etapa de mortandad, las células utilizan energía almacenada en forma de ATP para sus funciones vitales, hasta que agotan su contenido y las células mueren (Sundstrom y Klei, 1979).

En un proceso continuo, tal como el proceso de lodos activados, el de filtros percoladores o el de biodiscos, se busca que, una vez que los microorganismos se encuentren aclimatados y tengan una relación de alimento a microorganismos generalmente alta, se procure que la etapa predominante sea la de crecimiento logarítmico con la expresión de cinética correspondiente.

#### II.4. Generalidades sobre el modelamiento matemático de reactores de película fija

Un modelo matemático es una herramienta útil para el diseño y predicción del funcionamiento de un proceso bajo diferentes condiciones. Desafortunadamente hasta el momento no se han encontrado modelos que puedan representar íntegramente los fenómenos biológicos estudiados en reactores biológicos (Norouzián, 1983).

El propósito de aplicar un modelo matemático a un fenómeno o proceso es el de hallar una ecuación que interrelacione al grupo de parámetros que lo afectan, permitiendo su modificación teórica y minimizando los experimentos requeridos para su escalamiento.

Los sistemas de película fija, tal como sucede con los RBR'S, son diseñados tradicionalmente usando relaciones empíricas entre la eficiencia de remoción de contaminantes e intervalos de carga orgánica o hidráulica. Una aproximación más adecuada para el análisis de los sistemas biológicos involucra comúnmente la cinética de remoción biológica con las propiedades del régimen hidráulico, lo cual es útil para generar las ecuaciones que describan el rendimiento del sistema. En los procesos de película fija, sin embargo, la resistencia a la transferencia de masa asociada tanto con la fase líquida (transferencia de masa externa) como con la biopelícula (transferencia de masa interna), puede resultar en gradientes significativos de concentración desde la fase líquida a los sitios de reacción en la biopelícula, pudiendo llegar a controlar el funcionamiento del sistema (Grady y Lim, 1980).

El tipo de cinética usado para describir órdenes de reacción en sistemas de biopelícula incluye tanto la reacción de orden cero (La Motta, 1976) y uno (Williamson y McCarty, 1976). Los resultados obtenidos por Shieh (1982) indican que el orden de reacción cero en el proceso de biopelícula es predominante si la transferencia de masa externa es el paso limitante. El orden de reacción cambia de uno a un medio cuando la transferencia de masa interna comienza a predominar.

Para describir el comportamiento de los RBR's se han usado diferentes modelos, algunos de los cuales se explicarán mas adelante con mayor detalle. Por el momento sólo se hará mención cronológica de los más representativos. Kornegay y Andrews (1968) propusieron un modelo basado en el crecimiento biológico usando la cinética de Michaelis-Menten sin tomar en cuenta la resistencia a la transferencia de masa. Grieves (1972) aplicó las resistencias a la transferencia de masa a los procesos de RBR's usando tanto la cinética de Michaelis-Menten como la de primer orden para el consumo o desaparición del sustrato.

Friedman (1979) empleó dos modelos para analizar los datos de los RBR's, uno de los cuales es un modelo empírico que supone que la difusión controla la reacción mientras el otro es un modelo simple que incorpora simultáneamente el transporte de oxígeno y sustrato con las resistencias tanto del líquido como de la biopelícula; el cual fue posteriormente desarrollado y verificado por Famularo et al (1978).

El diseño de un modelo que utiliza el concepto de carga orgánica total fue presentado por Kincannon y Stover (1982) con una solución analítica. Varios métodos analíticos y gráficos para el diseño de los procesos en RBR's fueron discutidos por Lumbers (1983). La información mas relevante de los principales modelos matemáticos para reactores de película biológica fija se encuentran descritos en el apéndice B.

De manera general, se reconoce que la incorporación de las limitaciones de transferencia de masa, difusión del sustrato y del oxígeno junto con las reacciones bioquímicas, son requeridos para una mejor formulación de los modelos cinéticos de los RBR's. Estos parámetros son muy importantes en todo el diseño y desarrollo de los sistemas de película fija. No obstante, en muchos casos son difíciles de medir y modelar. Por tal razón, para la aplicación en procesos de RBR's en el tratamiento de

aguas residuales, un modelo simplificado es mucho más usado para el diseño del reactor.

### Cinética en reacciones biológicas

Sólo en raras ocasiones, los complicados mecanismos biológicos son conocidos con el detalle suficiente como para permitir la formulación de una expresión analítica de la cinética de estos. Más aún, en tratamientos de aguas, en donde la biomasa es un vasto conjunto de especies microbianas y el substrato puede llegar a ser una mezcla de compuestos de origen doméstico e industrial, cualquier expresión de la cinética de las reacciones biológicas debe basarse sobre una serie de suposiciones tendientes a simplificarla. En el apéndice B se presentan algunos de los modelos de uso más común, que han sido formulados para expresiones que representan la cinética de los procesos biológicos.

Con base en estos principios, en el siguiente capítulo se detallan los experimentos realizados en este trabajo.

### **III. MATERIALES Y MÉTODOS**

#### **III.1. Reactor de película biológica denominado "biocinta"**

##### III.1.1. Estructura

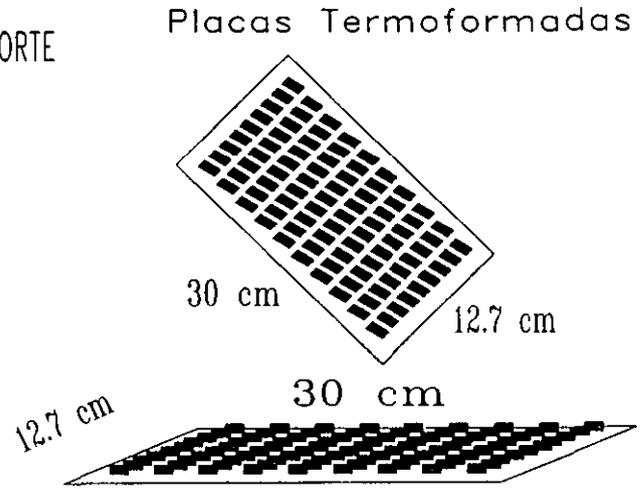
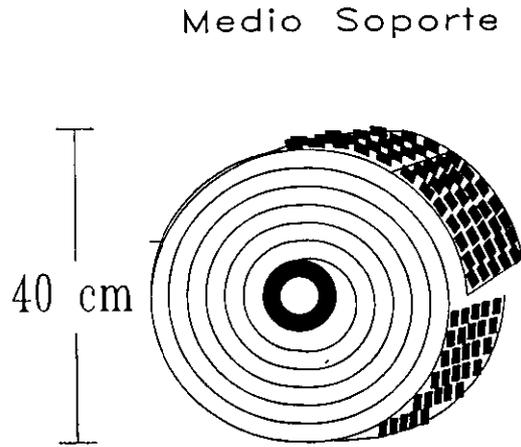
En el presente estudio se empleó un sistema de tratamiento a escala de laboratorio denominado "biocinta", el cual está conformado estructuralmente por dos partes principales: el medio de soporte para la biopelícula y el contenedor del agua residual a tratar.

##### **a) Medio de soporte de la biopelícula**

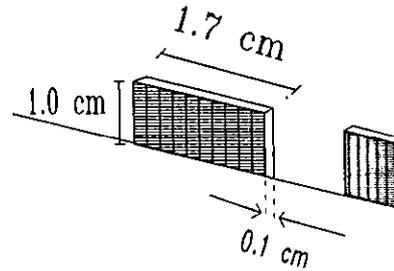
Es el cuerpo de la biocinta, el cual está constituido por tres diferentes materiales plásticos, los cuales conforman una banda que se enrolla sobre un eje metálico dando vueltas concéntricamente sobre éste, formando una estructura a manera de espiral, en la que se lleva a cabo la remoción de contaminantes orgánicos disueltos en el agua residual a tratar (diagrama 1). Esta banda espiralada se forma mediante la superposición de los extremos de placas rectangulares, gracias a la superficie dentada que presentan, las cuales son formadas mediante un proceso de moldeo que se conoce como termoformado. Dicho proceso tiene como ventajas, en caso de que se quisiera producir industrialmente, el ser versátil, económico e iterativo. Debido a que puede adaptarse a diferentes materiales termoplásticos; los moldes resultan económicos comparados con otros procesos más elaborados y logran adaptarse a bajas y altas producciones.

La disposición y forma de la placa está sujeta a los parámetros de producción como son: los ángulos de salida (para desmoldar fácilmente), la distancia entre los dientes y el número de ellos, basado en el porcentaje de elongación del material. Los dientes de las placas cubren la necesidad de servir de elemento de división entre cada capa enrollada o nivel de la cinta, criterios que conjugados dan más área de contacto y facilidad de remoción de material. Las medidas de estas placas se presentan en el diagrama 1.

DIAGRAMA 1.- DIMENSIONES DEL MEDIO SOPORTE



Dimensiones de "dientes"



Como puede verse en el diagrama 1, cada una de estas placas presenta una superficie dentada, donde cada saliente o "diente" tiene dimensiones aproximadas de 1.0 x 1.7 cm., las cuales conforman un arreglo cuadrangular sobre la superficie de la placa correspondiente, éstas se encuentran dispuestas en 9 hileras y 10 columnas, que hacen un total de 90 unidades por placa, las cuales están distanciadas entre sí 1.3 cm y tienen como función:

a) Aumentar la superficie de contacto en el reactor, con el fin de incrementar la remoción de contaminantes que se presenten en el efluente a tratar.

b) Servir de soporte a la capa superior cuando la cinta se enrolla, presentando así la geometría de un cubo al cual se le han quitado dos de sus caras, dando como resultado un máximo en el área de transferencia presentado para la remoción.

c) Generar una mayor turbulencia en el líquido residual a tratar, logrando una mayor concentración de oxígeno disuelto en el licor mezclado; uniformizando la concentración del agua residual en tratamiento contenida en la cámara del reactor; promoviendo un mayor contacto entre los microorganismos con el sustrato y evitando así la presencia de "zonas muertas".

La superposición de estas placas conforma la longitud total de la biocinta (11.32 m), que al enrollarse presenta un diámetro final de 40 cm. La distribución inicial de estos materiales, comenzando por la capa interna es: policloruro de vinilo (PVC), polietileno (PE) y por último, poliestireno (PS). La elección de estos tres materiales termoplásticos obedeció a su bajo costo, facilidad de moldeo y a sus propiedades afines a las necesidades requeridas en el tratamiento de aguas y que son:

- Resistencia a la fatiga
- Resistencia a la tensión
- Resistencia a la intemperie
- Ser inerte (para no alterar el proceso)
- Superficie capaz de generar capas o estratos de biopelícula
- Facilidad de limpieza
- Temperatura de servicio por encima de las que presentan las aguas a tratar.

A partir de la biopelícula formada sobre el medio de soporte es como se lleva a cabo la degradación de la materia orgánica disuelta (MOD). Este fenómeno se favorece cuando el reactor gira sobre su eje metálico, permitiendo el intercambio gaseoso y de compuestos orgánicos, entre el líquido en tratamiento y la biopelícula en formación, la cual se desprende y se regenera de manera semejante a lo ocurrido en reactor de biodiscos, con las ventajas de ofrecer mayor área y tiempo de contacto con el efluente a tratar. Esto gracias a la retención que sufre el agua al pasar por las cavidades que se forman en la biocinta, la que al girar ayuda a incrementar el contacto entre la fase líquida y el aire.

Las propiedades de los materiales empleados para fabricar la biocinta se presentan en la tabla 1.

Tabla 1. Propiedades de los materiales de la biocinta(\*)

MATERIAL						
Propiedad	POLIETILENO			POLIESTIRENO		PVC
	Baja densidad	Densidad media	Alta densidad	Uso general	Alto impacto	Flexible
Densidad (g/cm <sup>3</sup> )	0.915-0.935	0.926-0.940	0.941-0.967	1.04-1.05	1.05	1.16-1.70
Resistencia a la tensión (MPa)	6.9-17.2	14-24	18.5-30.3	32.4-56.5	16.0-41.3	5.5-26.2
Deflexión térmica (T @264 psi)	90-105 °F	105-120 °F	110-130 °F	76-108 °F	69-96 °F	—
Coef. de expansión térmico (mm/mm°C)	180-396X10 <sup>-6</sup>	149-300 X10 <sup>-6</sup>	108-198 X10 <sup>-6</sup>	5-8.5 X10 <sup>-6</sup>	3.4-10.1 X10 <sup>-5</sup>	12.6-45 X10 <sup>-6</sup>
Absorción de agua en 24 hrs (%)	<0.01	<0.01	<0.01	0.01-0.03	0.05-0.07	Varia
Resistencia química a:						
Ácido débil	No lo ataca	No lo ataca	No lo ataca	No lo ataca	No lo ataca	No lo ataca
Ácido fuerte	Mínimo ataque	Mínimo ataque	Mínimo ataque	Atacado por ácidos oxidantes	Atacado por ácidos oxidantes	No lo ataca
Base débil	No lo ataca	No lo ataca	No lo ataca	No lo ataca	No lo ataca	No lo ataca
Base Fuerte	No lo ataca	No lo ataca	No lo ataca	No lo ataca	No lo ataca	No lo ataca
Constante dieléctrica (10 <sup>6</sup> Hertz)	2.2	2.3	2.2-3.0	2.54	2.50-2.52	3.3-4.5
Efecto de la luz solar	El material sin protección se afecta rápidamente, requiere recubrimiento			Yellows slightly	Pérdida de resistencia, Yellows slightly	—
Efecto de solventes orgánicos	Resistente por debajo de 60°C	Resistente por debajo de 60°C	Resistente por debajo de 80°C	Soluble en hidrocarburos aromáticos y clorados	Soluble en hidrocarburos aromáticos y clorados	(1)
Efecto de sales	Resistente por debajo de 60°C	Resistente por debajo de 60°C	Resistente por debajo de 80°C	—	—	(1)
Cualidades de moldeo	Bueno	Bueno	Excelente	Regular a bueno	Bueno	—

(1)Resistente a alcoholes, hidrocarburos alifáticos y aceites. Soluble en cetonas y ésteres, poco soluble en hidrocarburos aromáticos

(\*) Anuario Estadístico del Plástico (1985), Guide to Plastics (1990), Handbook of Plastic Materials and Technology, (1992).

## b) Contenedor del agua residual

El contenedor del agua residual presenta la forma de un prisma semihexagonal como se muestra en el diagrama 2. Esta estructura se encuentra construida en acrílico, ya que su transparencia, rigidez y facilidad de doblado permiten su rápida construcción y observar la funcionalidad global del proceso. Su forma rectangular busca obtener un mayor volumen a menos costo de producción. En la parte superior y a ambos extremos del reactor se localizan dos orificios destinados a la alimentación y descarga del reactor, en la parte central superior, a manera transversal, se encuentra un eje metálico sobre el cual gira el medio soporte. El contenedor se ensambló mediante una serie de nueve tornillos colocados en la periferia del contenedor, además de contar con una base unida con ocho ejes más.

Tomando en cuenta las medidas del reactor, su geometría y el nivel o altura del líquido a la cual opera, se obtiene como resultado un volumen aproximado de 15 litros sin biocinta (medio soporte).

Cuando la biocinta es colocada dentro del contenedor, tomando como referencia la misma altura del líquido, se obtiene un volumen de trabajo de aproximadamente 14 litros.

## III.2. Agua residual a tratar

El efluente que se utilizó para la realización de este trabajo fue el agua residual proveniente del proceso de nixtamalización del maíz. Estudios anteriores indican que es un efluente con alto contenido de material orgánico biodegradable y que puede emplearse en la evaluación de sistemas de tratamiento biológico (tabla 2).

**Tabla 2. Algunas características fisicoquímicas del nejayote proveniente de un molino de nixtamal (Durán de Bazúa, 1987)**

Sólidos suspendidos	2,400 - 4,600 mg/L
Demanda bioquímica de oxígeno (DBO <sub>5</sub> )	15,000 - 20,000 mg/L
Demanda química de oxígeno (DQO)	30,000 - 40,000 mg/L
Nitrógeno	80 - 270 mg N/L
Fósforo	7-18 mg PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> /L
pH	10 - 14

La razón del valor de pH fuertemente básico en este tipo de aguas residuales, obedece a que durante el proceso de nixtamalización del maíz se usa cal [Ca(OH)<sub>2</sub>] como ingrediente.

### III.3.- Parámetros fisicoquímicos evaluados

De los diversos parámetros existentes para evaluar la calidad de las aguas, se seleccionaron aquellos que se consideraron fundamentales para evaluar el comportamiento de los reactores aerobios de película fija, tales como temperatura, pH, oxígeno disuelto y demanda química y bioquímica de oxígeno (DQO y DBO<sub>5</sub>, respectivamente). Estos dos últimos son los más frecuentemente empleados para determinar el contenido de contaminación orgánica en muestras de aguas procedentes, tanto de cuerpos de aguas naturales y de aguas residuales domésticas e industriales, así como de plantas depuradoras.

Se registraron rutinariamente *in situ* la temperatura y el pH; la primera se midió diariamente con un termómetro de bulbo que se encontraba en el interior de la cámara del reactor y el pH mediante un multimetro Poly-Pram modelo PA-22. El oxígeno disuelto se midió con una frecuencia de dos veces por semana, empleando un potenciómetro Orión 72-C, el cual se calibraba mediante el método de Winkler como se indica en el apéndice A.

También se realizaron análisis de la demanda química de oxígeno (DQO), dos veces por semana, empleando un equipo Behr, de procedencia alemana, tanto de muestras del líquido para alimentación del reactor como de la cámara del mismo. Esta prueba química permite, en términos generales, conocer la concentración de materia oxidable (orgánica e inorgánica) presente en una muestra de agua. La metodología se basa en el empleo de un fuerte oxidante químico en medio ácido a 150°C durante dos horas. La técnica de DQO y el equipo empleado se describen en el apéndice A.

La determinación de DBO<sub>5</sub> se efectuó con una frecuencia de una vez por semana. Este análisis consiste en estimar, después de un período de cinco días a 20°C, la cantidad de oxígeno requerido para oxidar los compuestos biodegradables disueltos a partir de la actividad metabólica de los microorganismos inoculados. El equipo empleado fué un respirómetro Voith-Sapromat B-6, el cual se apega a los requerimientos establecidos por la APHA (1992). El procedimiento de su uso y una descripción más detallada del mismo se encuentra en el apéndice A.

Los resultados obtenidos de estos análisis permitirán estimar el porcentaje de remoción de materia orgánica disuelta lograda por la biocinta durante las fases de operación pre-estable y estable. Por otro lado, serán utilizadas también para determinar el comportamiento cinético del reactor.

### **III.4. Evaluación preliminar y establecimiento de condiciones de operación estables**

#### **III.4.1. Corrida experimental previa**

Con objeto de prevenir posibles problemas de operación, se optó por realizar la evaluación preliminar del funcionamiento mecánico de la biocinta, para lo cual se adicionaron 14.9 L de agua corriente al reactor y se puso a rotar a la velocidad preestablecida.

#### **Problemas operativos**

Durante la etapa de arranque de la biocinta, se presentaron problemas en su operación tales como:

a) Según el sentido de rotación del motor eléctrico se tenía una expansión y/o compactación de la estructura móvil, lo que hizo necesario establecer la dirección en la cual debería de girar la biocinta (diagrama 3) e implementar un dispositivo que garantizara la consistencia del medio soporte.

b) Otro problema en la estructura del reactor se encontró en el sistema motriz, ya que para lograr la velocidad de rotación seleccionada (aproximadamente 26-28 r.p.m.), hubo que probar diversos motores, poleas y bandas hasta obtener una velocidad de rotación satisfactoria, con objeto de cumplir con los requerimientos, especialmente de oxigenación.

DIAGRAMA 2.- CONTENEDOR DEL REACTOR DE BIOCINTA

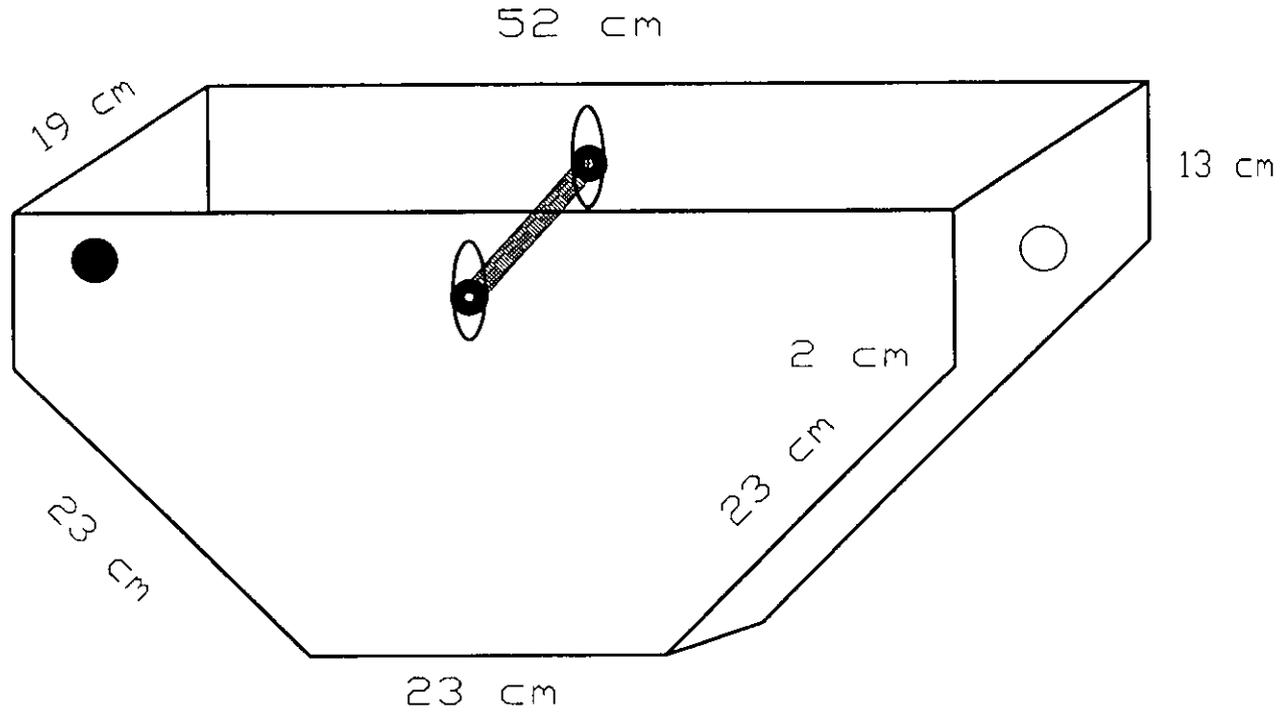
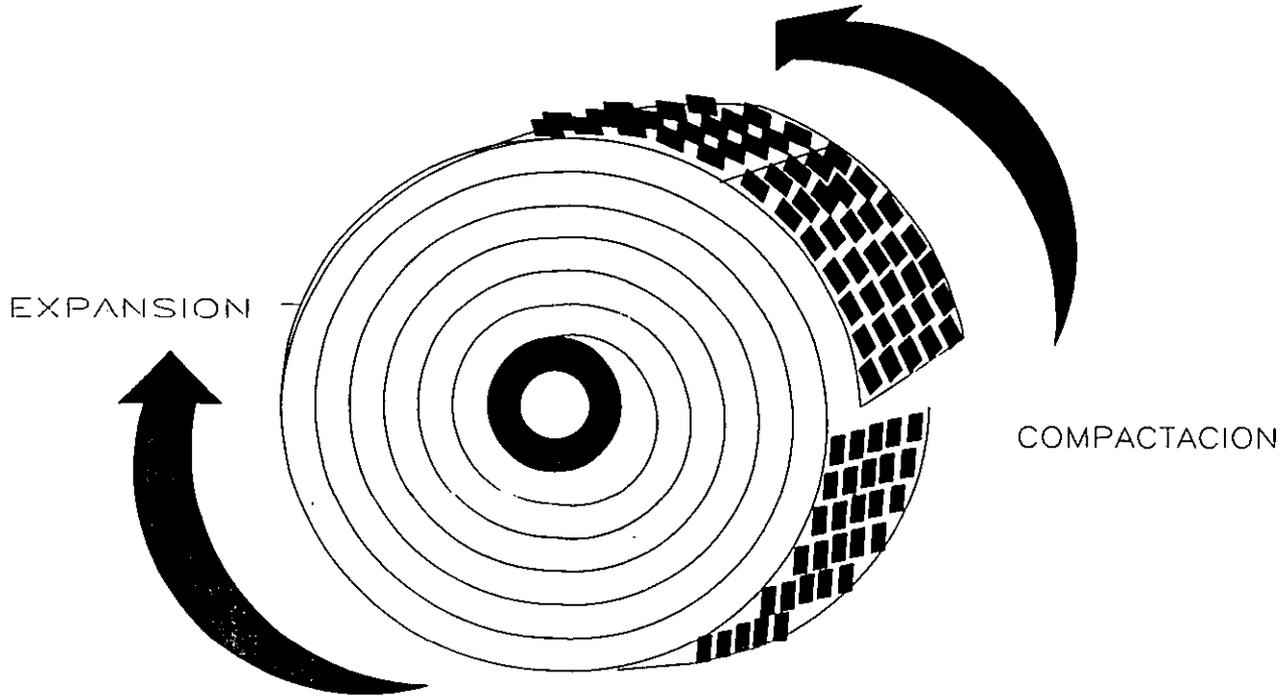


DIAGRAMA 3.- SENTIDO DE ROTACION  
DEL MEDIO DE SOPORTE DE LA BIOPELICULA



### III.4.2. Condiciones de operación experimental estables

Una vez realizadas las modificaciones correspondientes en cuanto a los aspectos estructurales del reactor, se procedió a establecer los parámetros operativos de la biocinta, tales como velocidad de rotación, tipo y concentración del sustrato a utilizar, tiempo de residencia hidráulico (TRH) y a estimar el volumen total de trabajo, área de transferencia disponible y su relación área/volumen.

Este último parámetro es un punto importante de evaluación para este tipo de sistemas de tratamiento. Esto se debe a que su diseño está dirigido a la obtención de un valor máximo de área de transferencia funcional, abatiendo el volumen ocupado por el reactor. En el presente trabajo se evaluará la influencia que tiene un aumento de la relación área/volumen (A/V) en un reactor de película fija. Con este fin, se mantuvieron constantes las demás variables operativas. Adicionalmente, con fines comparativos, se tomarán como base los resultados obtenidos en un reactor biológico rotatorio (RBR de 20 L) operando bajo condiciones similares.

#### **Preparación del inóculo**

En un matraz de 500 mL con agua residual aireada, se inició la inducción de inóculo microbiano para el reactor de biocinta, a partir de suelo fértil y biomasa microbiana procedente de un RBR que depuraba aguas del prensado de cempasúchil. Una vez aclimatados los microorganismos, fueron inoculados periódicamente a la biocinta para propiciar la colonización del medio soporte.

#### **Metodología de inducción de la película biológica**

**Fase I o fase de inducción.**- Para iniciar el funcionamiento del sistema de tratamiento y aumentar la formación de la película biológica activa, se realiza la preparación del inóculo, el cual se dosifica al reactor, que trabaja a flujo cerrado, propiciando así un desarrollo más rápido de la película biológica activa, ya que de esta manera es relativamente más sencillo controlar las variables ambientales como pH y concentración homogénea de sustrato, que promueva el rápido desarrollo de los microorganismos que conforman la biopelícula.

**Fase II o fase de acumulación.**- El sistema se mantiene en condiciones de operación constante; carga orgánica (medida como DQO); velocidad de rotación y flujo volumétrico de aguas residuales.

**Fase III o fase de estabilización.**- Corresponde al régimen permanente de operación y para estimarla se procede de la siguiente forma:

- 1) Considerar de manera subjetiva, que la película biológica adherida a los discos se encuentra distribuida homogéneamente y con grosor o espesor constante y que, además, presente resistencia al desprendimiento por contacto.

2) Realizar un análisis preliminar de DQO, ya que su aplicación sistemática y consuetudinaria permite conocer el porcentaje de remoción de materia orgánica disuelta después de que las aguas residuales han permanecido dentro del sistema de tratamiento.

3) Mantener constante la carga orgánica suministrada al sistema. Para verificar que esta variable permanezca constante, se toman muestras de licor mezclado (líquido por tratar y organismos en suspensión) proveniente del reactor, se determina la carga orgánica soluble que presenta, registrando los datos obtenidos. Después de cuatro o cinco días, se repite el análisis y si los resultados son semejantes ( $\pm 10\%$  de variación), se puede pensar que el sistema ha alcanzado la estabilidad esperada.

**Fase IV o de desprendimiento.**- En condiciones normales de operación del reactor, el desprendimiento de la película biológica fija se puede presentar debido a su excesiva acumulación o bien a una variación drástica en alguna de las variables, lo cual trae como consecuencia un ambiente no apto para la depuración biológica. Tales problemas se pueden presentar en un aumento o disminución drásticos de la temperatura, disminución de la cantidad de nutrimentos (concentración del agua residual) o a otros problemas que pueden ser de tipo mecánico, como un aumento excesivo de la velocidad de rotación o el paro en el funcionamiento del sistema. (Luna-Pabello, 1987).

#### **Estabilización funcional o fase pseudoestable del reactor de "biocinta"**

Para considerar que se ha logrado la estabilización del reactor de "biocinta", se procedió de la siguiente manera:

- Considerar de manera subjetiva, que la película biológica adherida a los discos se encuentra distribuida homogéneamente y con grosor constante y que, además, presente resistencia al desprendimiento por contacto.
- Realizar análisis periódicos de concentración de materia orgánica disuelta mediante la prueba de DQO a muestras provenientes de la alimentación y del efluente. La aplicación sistemática de esta prueba permite conocer el porcentaje de remoción logrado en las aguas residuales después de un determinado tiempo de permanencia dentro del sistema de tratamiento.
- Mantener constante la concentración y el volumen del influente suministrado al reactor. Esto permite que la cámara de la "biocinta" reciba permanentemente y de manera secuencial la misma concentración de sustrato. Para verificar que estos parámetros no presenten variaciones considerables, se realizaron cada tercer día, análisis de DQO, de muestras centrifugadas, tanto del tanque de alimentación como de la cámara del reactor.

- Cuando los valores obtenidos no presentan diferencias significativas ( $\pm 10\%$  de variación), se puede considerar que el sistema ha alcanzado la estabilidad esperada.

Debido a que el reactor de biocinta estaba ya previamente construido, se hizo necesario calcular el volumen de trabajo y el área de transferencia del mismo, ya que no se contaba con el valor de estos parámetros.

### Determinación de características de operación del reactor denominado "biocinta".

#### 1.- Volumen de trabajo

a) **Volumen de trabajo con biocinta ( $V_c$ ).**- La estimación se hizo mediante adiciones directas, de volúmenes de agua cuantificados, al reactor con la biocinta, el resultado fué de 14.92 litros, tomando como referencia el nivel inferior de los orificios de descarga, al igual para el cálculo de  $V_t$ . La determinación de este valor se efectuó de manera directa debido a que, como puede verse en el cálculo de  $V_t$ , no hay una variación significativa en los resultados obtenidos, además de que por la geometría y disposición del medio soporte, este método facilita la obtención del volumen del medio soporte ( $V_s$ ).

b) **Volumen sin biocinta ( $V_t$ ).**- Adicionalmente se estimó mediante cálculos matemáticos basados en la geometría que presenta la biocinta, que se dividió para facilitar los cálculos en dos cuerpos (figura 3):

- 1.- La mitad de un prisma hexagonal ( $V_1$ )
  - 2.- Un prisma rectangular ( $V_2$ )
- El volumen total de la cámara ( $V_1 + V_2$ ) se designó como  $V_t$

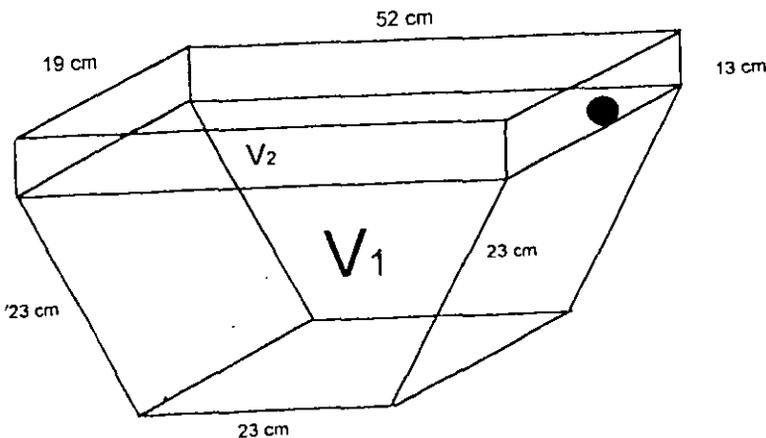


Figura 3. Dimensiones del contenedor del agua residual a tratar

### Cálculo de $V_1$ :

$$V_1 = A \times h$$

$$A = P \times a/2 \dots (1)$$

$$P = n \times l$$

donde:

A = área del hexágono,  $\text{cm}^2$

h = altura del prisma, cm

P = perímetro del hexágono, cm

a = apotema del hexágono, cm

n = número de lados

l = medida de cada lado, cm

o bien, para un hexágono:

$$A = 2.598 \times l^2 \dots (2)$$

mediante (1):

$$n = 3; \quad l = 23 \text{ cm}$$

$$P = 3 \times (23 \text{ cm}) = 69 \text{ cm}$$

$$a = 20 \text{ cm}$$

$$A = 69 \text{ cm} \times 20 \text{ cm} / 2 = 690 \text{ cm}^2$$

mediante (2):

$$A = 1/2 \times (2.598) \times 23 \text{ cm}^2$$

$$A = 687.2 \text{ cm}^2$$

como se puede ver, los resultados en ambos casos son muy parecidos; para determinar  $V_1$  se tomó un promedio de los valores de A obtenidos

$$A (\text{prom.}) = (690 + 687.2) / 2 = 688.6 \text{ cm}^2$$

$$V_1 = 688 \text{ cm}^2 \times 19 \text{ cm}$$

$$V_1 = 13,083.4 \text{ cm}^3 = 13.0834 \text{ L}$$

### Cálculo de $V_2$ :

$$V_2 = L \times A \times h$$

donde:

L = largo del prisma, cm

A = ancho del prisma, cm

h = altura del prisma, cm

$$V_2 = (52 \text{ cm}) \times (19 \text{ cm}) \times (2 \text{ cm})$$

$$V_2 = 1976 \text{ cm}^3 = 1.976 \text{ L}$$

### Cálculo de $V_t$ :

$$V_t = V_1 + V_2$$

$$V_t = 13.0834 \text{ L} + 1.976 \text{ L}$$

$$V_t = 15,059.4 \text{ cm}^3 = 15.0594 \text{ L}$$

c) **Volumen del medio soporte (Vs).**- Este volumen se obtiene a partir de la diferencia de los dos resultados anteriores:

$$V_s = V_l - V_c$$

$$V_s = 15.0594 \text{ L} - 14.920 \text{ L}$$

$V_s = 0.1394 \text{ L}$
--------------------------

dicho volumen estimado para el medio soporte es sin formación de la película microbiana, la cual al incorporarse aumentará este valor, además de que corresponde únicamente al 40% del área sumergida en el líquido en tratamiento.

### 2.- Área de transferencia

Se calculó el área de transferencia ofrecida por cada placa, considerando la sobreposición parcial que ocurre durante la formación de la biocinta. Los cálculos se realizarán de acuerdo con los datos observados en las figuras 4a y 4b.

Figura 4a

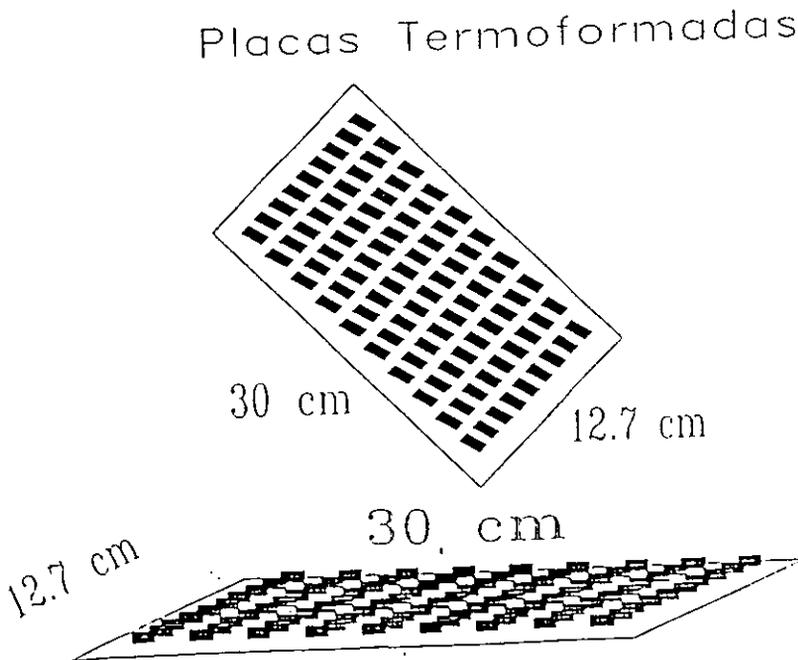


Figura 4b

## Dimensiones de "dientes"

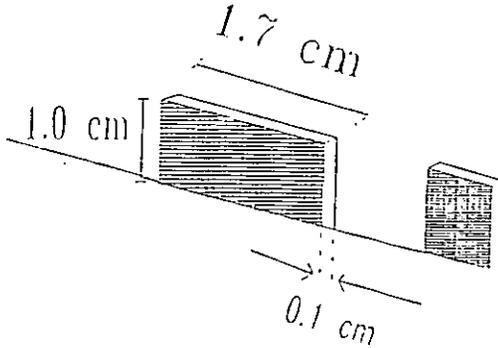


Figura 4 a y b .- Dimensiones de una de las placas que conforman el medio de soporte

Área de transferencia/placa ( $A_T$ )

$$A_T = N_d \times A_d + A_{ba}$$

$N_d$  = # de dentaduras

$A_d$  = área/dentadura

$A_{ba}$  = área de la base/placa

Consideraciones:

Para los valores de  $A_d$  y  $A_{ba}$ , se tomó en cuenta que el contacto se efectúa en las caras superior e inferior ( $A_d$ ) y laterales ( $A_{ba}$ ), lo que equivale a dos caras de la superficie en cada caso.

$$N_d = 90$$

$$A_{ba} = (30 \text{ cm} \times 12.7 \text{ cm}) \times 2 \text{ caras} = 762 \text{ cm}^2$$

$$A_d = (1.7 \text{ cm} \times 1.0 \text{ cm}) \times 2 \text{ caras} = 3.4 \text{ cm}^2$$

$$A_T = 90 \times (3.4 \text{ cm}^2) + 762 \text{ cm}^2 = 1068 \text{ cm}^2$$

tomando en cuenta el traslape entre placas

$$A_{ba} = (28.3 \text{ cm} \times 12.7 \text{ cm}) \times 2 \text{ caras} = 718.82 \text{ cm}^2$$

$$A_T = 90 \times (3.4 \text{ cm}^2) + 718.82 \text{ cm}^2 = 1024.82 \text{ cm}^2 \text{ (área efectiva)/placa}$$

Área total de la biocinta ( $A_{Tb}$ )

$$A_{Tb} = \#placas \times A_T \text{ (efectiva)}/placa$$

$$A_{Tb} = 40 \times 1024.82 \text{ cm}^2$$

$A_{Tb} = 4.0993 \text{ m}^2$
-------------------------------

sin considerar el traslape:  $A_{Tb} = 4.272 \text{ m}^2$

De acuerdo al volumen de agua que se puede suministrar a la biocinta en condiciones de operación (14.92 litros), se estableció una comparación con un RBR de 20 litros ( $RBR_{20}$ ), el cual operó bajo condiciones experimentales similares.

La tabla 3 y figura 5 presentan los datos estructurales y de operación, tanto del reactor de biocinta como del  $RBR_{20}$ , donde se puede observar la diferencia en la relación área/volumen entre ambos reactores y su equivalente para un mismo volumen de trabajo.

**Tabla 3. Comparación de las características y condiciones de operación permanentes del reactor de película fija denominado "biocinta", el  $RBR_{20}$  y un  $RBR$  supuesto ( $RBR_{15}$ )**

Parámetro (clave)	Biocinta	$RBR_{20}$	$RBR_{15}^{(+)}$
No. de etapas (Ne)	1	10	7.5
No. de discos/etapa (Nde)	1	2	2
Diámetro de discos, cm (Dd)	40	30	30
Espesor de los discos, cm (Ed)	12.7	0.3	0.3
Material de discos (Md)	PVC,PS,PE*	Acrílico	Acrílico
Área superficial total/etapa, $\text{m}^2$ (Ae)	4.1	0.287	0.287
Área sup. total, $\text{m}^2$ (At)	4.1	2.87	2.15
Vol. de agua/etapa, $\text{m}^3$ (Ve)	0.015	0.002	0.002
Vol. de agua total, $\text{m}^3$ (Vt)	0.015	0.020	0.015
<b>Relación área/volumen (A/V)</b>	<b>273.3</b>	<b>141.4</b>	<b>141.4</b>
% de área sumergido (%s)	40	40	40
TRH, horas (TRH)	18	24	18
Vel. de rotación, r.p.m. (W)	26	22	22

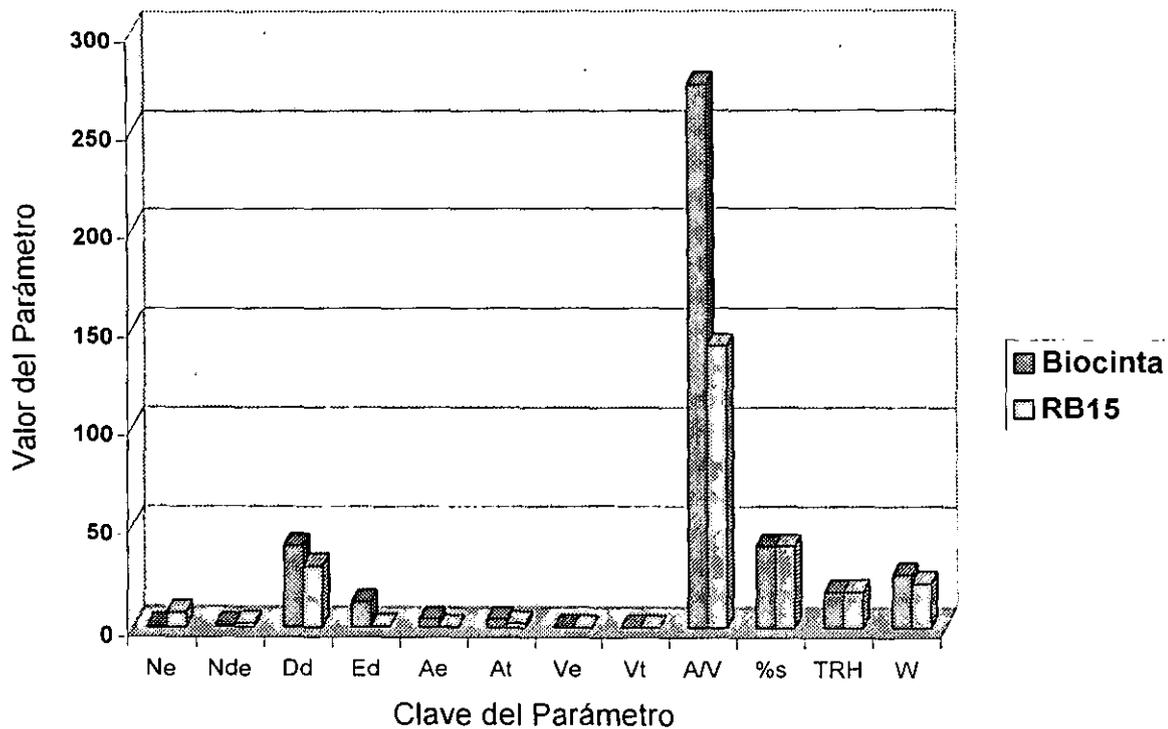
\*PVC = cloruro de polivinilo

PS = poliestireno

PE = polietileno

(+) RBR supuesto.- Esta columna muestra las características del RBR<sub>20</sub> interpoladas para un volumen de aguas a tratar de 15 L, con el fin de efectuar una comparación más aproximada con los parámetros que presenta el reactor de biocinta. Como se puede observar, el aumento en la relación área/volumen es de aproximadamente 194%, lo cual en principio disminuiría el tiempo de residencia hidráulico (TRH), o bien, permitiría el tratamiento de aguas residuales de una mayor concentración que la tratada en el RBR<sub>20</sub>.

FIGURA 5. COMPARACIÓN DE PARÁMETROS ESTRUCTURALES Y DE OPERACIÓN DEL REACTOR DE BIOCINTA Y EL RBR<sub>15</sub>



## IV. RESULTADOS

A continuación se presentan los valores promedio obtenidos durante la evaluación fisicoquímica de la "biocinta", tanto en su fase pseudo-estable como estable, presentándose al final una evaluación estructural y funcional de la misma.

### IV.1. Resultados de los análisis fisicoquímicos

Los siguientes resultados fueron obtenidos a lo largo de la operación de la biocinta (tablas 4 y 5).

De acuerdo con los registros de temperatura, ésta se mantuvo dentro de un intervalo de 10 a 14°C, la variación detectada se debió a las oscilaciones de la temperatura ambiente.

Los valores de pH obtenidos a lo largo de la primera semana fueron ligeramente ácidos (6.5 unidades) y, conforme el reactor se estabilizaba fué presentando gradualmente valores de pH de 7.0 a 7.5, y finalmente, un valor máximo de 8.0 unidades, manteniéndose así durante la etapa pseudo-estable.

En lo que respecta a los valores de materia orgánica removida medida como DQO, se observó que al inicio de la operación solo se eliminaba el 7% (200 mg/L), mientras que en la fase pseudo-estable fué de 80%, es decir, se removieron 1,600 mg de los 2,000 mg/L del influente.

Por otra parte, a partir de la medición de oxígeno disuelto (OD), se estimó que el reactor permanecía en condiciones aerobias. Los valores registrados en el líquido residual contenido en la biocinta fueron del orden de 7.6 mg OD/L, tanto en la fase de operación inicial como durante su estabilidad funcional.

**Tabla 4. Valores promedio de los parámetros fisicoquímicos evaluados durante el tratamiento del nejayote en el reactor de biocinta**

Semana	Temperatura (°C)	pH (unidades)	DQO (mg/L)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	O <sub>2</sub> (mg/L)
A	10±0.70	6.5±0.12	2000±140	585±10	7.5±0.10
1	10±0.70	6.5±0.12	1860±138	550±10	7.5±0.10
2	11±0.10	6.5±0.11	1500±223	320±10	7.5±0.10
3	10±1.00	7.0±0.07	1200±158	260±11	7.6±0.08
4	13±1.50	7.5±0.11	1000±158	220±15	7.7±0.05
5	12±0.70	7.5±0.05	800±158	160±12	7.7±0.15
6	13±0.90	8.0±0.07	400±81	70±2	7.7±0.11
7	14±1.30	8.0±0.10	400±70	70±2	7.8±0.15
8	14±0.80	8.0±0.15	400±82	70±5	7.8±0.15

Tabla 5. Valores promedio de remoción de materia orgánica durante la operación del reactor de biocinta

Semana	DQO (mg/L)	% Remoción	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	% Remoción
1	1860±138	7	550±10	6
2	1500±223	25	320±10	45
3	1200±158	40	260±11	56
4	1000±158	50	220±15	62
5	800±158	62	160±12	73
6	400±81	80	70±2	88
7	400±70	80	70±2	88
8	400±82	80	70±5	88

## IV.2. Resultados del comportamiento cinético

A continuación se presentan los resultados correspondientes a la determinación del orden de reacción (tabla 6) y modelo cinético (tablas 7 a 9) que mejor representan el comportamiento del reactor de película fija denominado "biocinta":

### IV.2.1. Determinación del orden de reacción en el reactor de biocinta

De acuerdo con el balance de materia realizado para el reactor de biocinta, tomando en cuenta sus condiciones de operación se determinó el orden de reacción que ésta presenta, empleando para ello las ecuaciones correspondientes, derivadas de la integración de la expresión general de rapidez (apéndice B.1).

Tabla 6. Determinación del orden de reacción en el reactor de biocinta

SEMANA	DQO exp. (mg/L)	DQO calc. (mg/L) Orden cero	DQO calc. (mg/L) Orden uno	DQO calc. (mg/L) Orden dos
1	1860	1557	1685	2427
2	1500	1417	1426	1555
3	1200	1277	1207	1144
4	1000	1137	1022	904
5	800	997	865	748
6	400	578	524	492
7	400	438	443	442
8	400	300	375	401

Cada uno de los resultados de DQO calculada para los diferentes valores de orden de reacción se obtuvieron mediante un análisis de regresión lineal, evaluando mediante el coeficiente de correlación ( $R^2$ ), la expresión de rapidez de reacción que mejor representara el comportamiento cinético de la biocinta.

ORDEN DE REACCIÓN	COEFICIENTE DE CORRELACIÓN
Orden cero	$R^2=0.886010$
Orden uno	$R^2=0.949575$
Orden dos	$R^2= 0.933364$

Con base en los resultados anteriores, se puede observar que el reactor de "biocinta" sigue un orden de reacción de uno, por lo que se aplicaron los modelos matemáticos que se emplean con mayor frecuencia en los RBR's con características similares; aunque los reactores biológicos pueden seguir en su comportamiento depurativo diferentes modelos (apéndice B).

#### IV.2.2. Aplicación de los modelos cinéticos bajo condiciones de operación estable en el reactor de biocinta (apéndice B)

De la experimentación con el reactor de biocinta se tienen los siguientes datos:

$$A = 4.1\text{m}^2$$

$$Q = 0.02 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$Y = 0.45 \text{ kg B.S./kg DQO}$$

$$\delta = 0.003\text{m}$$

$$X = 0.06 \text{ kg B.S./L}$$

donde: A = área de transferencia de la biocinta

Q = flujo volumétrico en condiciones normales de operación

$\delta$  = espesor de la película biológica

Y = kilogramos de biomasa seca (B.S.) producidos por kilogramos de DQO removidos

X = kilogramos de biomasa seca (B.S.) producidos por unidad de volumen del reactor

El modelo de Stover y Kincannon (1982), está basado en la experimentación realizada en el tratamiento de varios tipos de aguas residuales, tomando en cuenta el efecto de la concentración del influente con respecto a la cantidad de substrato que es removida durante el proceso depurativo (apéndice B.7).

**Tabla 7. Modelo de Stover y Kincannon:**

SEMANA	(Si-Se)	Lr	Lo
1	140	0.683	9.756
2	500	2.439	9.073
3	800	3.902	7.317
4	1000	4.878	5.853
5	1200	5.853	4.878
6	1600	7.805	3.902
7	1600	7.805	1.951
8	1600	7.805	1.951

Nota: Si= Concentración de sustrato en el influente, DQO (medida como mg/L)  
 Se= Concentración de sustrato en el efluente, DQO (medida como mg/  
 Lr= Carga orgánica removida; Lo= Carga orgánica aplicada

El modelo de Schroeder (1987), está basado en el planteamiento del balance de materia para un reactor biológico rotatorio, bajo ciertas consideraciones (apéndice B.6). Este modelo se ajusta a una expresión lineal para evaluar la aproximación de los resultados experimentales. Presenta la desventaja de que el modelo se plantea para un reactor de flujo pistón.

**Tabla 8. Modelo de Schroeder**

SEMANA	TRH/(Ln Si/Se)	(1/Se-1/Si)
1	10.335	3.763e-5
2	2.607	1.666e-4
3	1.468	3.333e-4
4	1.082	5.000e-4
5	0.818	7.500e-4
6	0.466	2.000e-4
7	0.466	2.000e-4
8	0.466	2.000e-4

El modelo de Komegay y Andrews (1968), está basado en el planteamiento de un balance de materia para un reactor continuo de tanque agitado ideal, tomando en cuenta que los microorganismos depuradores se encuentran en película fija (apéndice B.4). Con la aplicación de este modelo se pueden obtener parámetros que implican los efectos de saturación, velocidad de difusión y crecimiento de la película biológica. Este modelo, al igual que el de Schroeder se fundamentan en los estudios realizados por Monod (1949) (apéndice B.3).

Tabla 9. Modelo de Kornegay y Andrews

SEMANA	$K_1(\text{Si-Se})$	$1/\text{Se}$
1	0.012	5.376e-4
2	0.041	6.666e-4
3	0.066	8.333e-4
4	0.082	1.000e-3
5	0.098	1.200e-3
6	0.131	2.500e-3
7	0.131	2.500e-3
8	0.131	2.500e-3

Tabla 10. Comparación de los diferentes modelos cinéticos

MODELO CINÉTICO	Coefficiente de Correlación
Stover y Kincannon	$R^2=0.233103$
Schroeder	$R^2=0.284654$
Kornegay y Andrews	$R^2=0.794560$

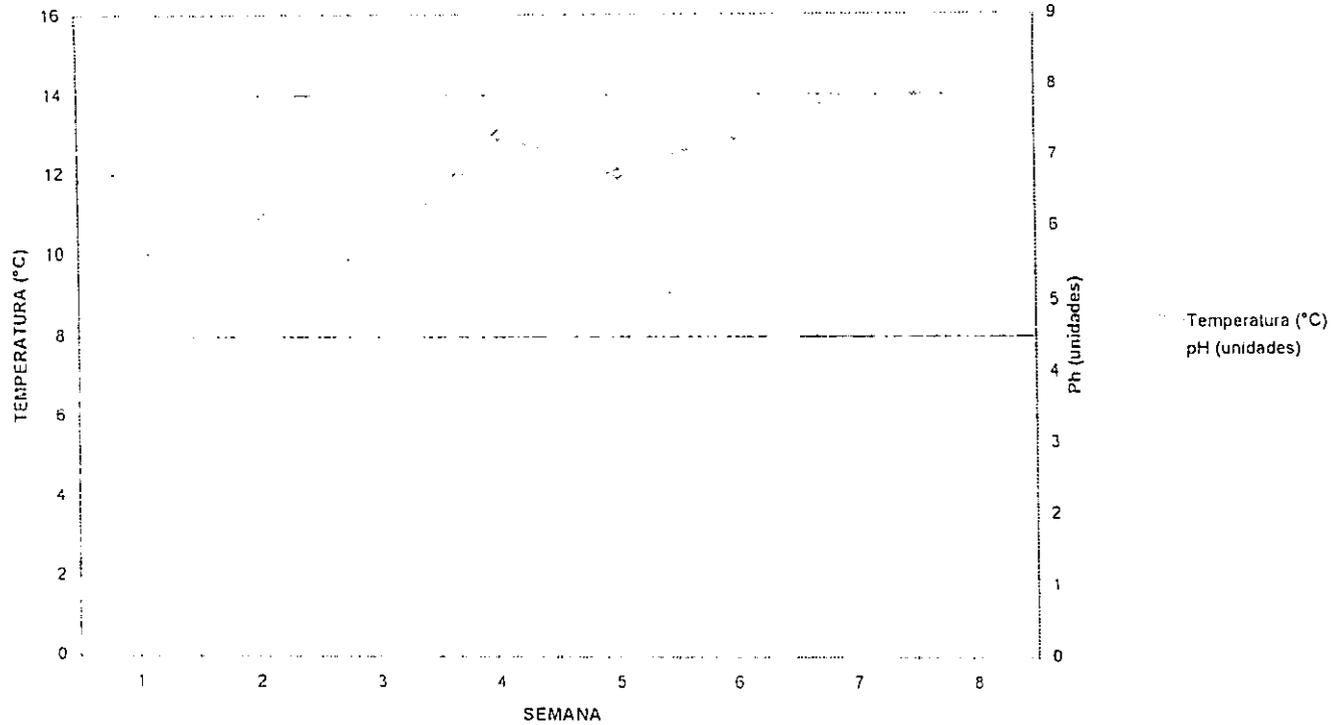
## V. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

### V.1. Parámetros fisicoquímicos

Acorde con los resultados fisicoquímicos obtenidos a lo largo de la fase experimental es posible inferir lo siguiente:

- El sistema de tratamiento biológico denominado biocinta operó permanentemente de manera aerobia (oxígeno disuelto mayor de 2 mg/L), con valores de oxígeno disuelto en el licor mezclado (líquido en tratamiento), entre 7.0 y 7.6 mg/L. Lo anterior permite suponer que puede ser alimentado con mayores concentraciones de materia orgánica disuelta que las actualmente incorporadas ya que existe oxígeno disponible para ello.
- De acuerdo con los valores de pH se observa que la acidez del líquido alimentado (6.0-6.5 unidades) es neutralizada rápidamente después de la primera semana de operación, lapso en el cual el agua mostró una tendencia hacia valores neutro-alcalinos (7.0-7.5 unidades). Durante la etapa estable el pH alcanzó condiciones neutro-alcalinas (8.0-8.5 unidades), lo cual ocurre también en los sistemas de biodiscos (Luna-Pabello, 1993). A partir de esos resultados es posible decir que no es necesario someter al agua a un tratamiento previo para neutralizar dicho líquido, lo que implica un ahorro al respecto. Hay que recordar que el pH es un factor que influye de manera directa sobre el crecimiento poblacional de los microorganismos, ya que bajo condiciones fuertemente ácidas o altamente alcalinas, se impide el desarrollo óptimo de bacterias, protozoos y micrometazoos responsables de transformar la materia orgánica a floculos de fácil sedimentación. El aumento en los valores de pH, indica por tanto la existencia de actividad microbiana (adicional a las de las bacterias y flagelados) que promueve el amortiguamiento de los valores del pH como consecuencia del desprendimiento de  $\text{CO}_2$  y de la reacción de éste con el agua y la cal formando bicarbonatos.
- Con respecto a la temperatura de operación, ésta se mantuvo entre 12 y 14°C (Figura 6) lo cual tampoco resulta fuertemente restrictivo para el crecimiento de los microorganismos. Este intervalo de temperatura no es el más adecuado para los procesos de biodegradación aerobia, el cual es alrededor de los 30°C; no obstante, el porcentaje de remoción de materia orgánica disuelta logrado en la biocinta es bastante aceptable.
- El perfil de remoción de materia orgánica disuelta lograda por la "biocinta" puede observarse en las figuras 7 y 8. En términos de DQO la máxima remoción lograda fue de 80%, mientras que medida como  $\text{DBO}_5$  alcanzó aproximadamente el 88%.

FIGURA 6. CARACTERÍSTICAS FÍSICOQUÍMICAS



## V.2. Comportamiento cinético

Como puede observarse en las tablas 6 a 10, el comportamiento del reactor de biocinta en el estado estacionario corresponde a lo que se había supuesto, ya que se puede representar mediante un modelo de cinética de reacción de primer orden, dando un resultado en la confiabilidad del análisis numérico de aproximadamente un 96% ( $R^2=0.949575$ ,  $R=0.974461$ ), por lo que estos resultados pueden considerarse aceptables para explicar el comportamiento del reactor.

En relación a los modelos cinéticos desarrollados en la literatura para RBR's y aplicados a los resultados obtenidos con la biocinta, se puede afirmar que ninguno de ellos la representa de manera satisfactoria. Dado que cada modelo matemático puede evaluarse mediante la técnica de mínimos cuadrados, se tiene que el resultado más aproximado es el del modelo de Kornegay y Andrews, cuyo coeficiente de correlación  $R^2=0.79456$ , el cual no es una aproximación que pueda considerarse satisfactoria, esto se debe a que el valor de  $R^2$  debiera ser mayor o igual a 0.95 para poder ser considerado como aceptable; sin embargo, una de las razones de que este modelo sea el que más se aproxime a los resultados experimentales de la biocinta pudiera ser que su planteamiento se basa en la operación de un reactor continuo de tanque agitado, a diferencia de los otros modelos evaluados que lo hacen en un reactor de flujo pistón.

Estos resultados, a su vez pueden servir como base para estudios posteriores, los cuales deben ser enfocados al desarrollo de modelos que representen de mejor forma el comportamiento de la biocinta. Los estudios posteriores deben orientarse a evaluar el fenómeno de transferencia de masa y las concentraciones máximas de sustrato que puedan ser manejadas por este sistema de tratamiento. A su vez, para desarrollar un modelo matemático del comportamiento cinético del reactor de biocinta, debe tomarse en cuenta la respuesta funcional al variar parámetros fisicoquímicos como la temperatura, sustrato a ser utilizado, concentración de materia orgánica disuelta, etc., para determinar en qué condiciones se puede modelar con resultados más satisfactorios a este sistema de tratamiento.

De igual forma, se realizaron análisis microbiológicos para determinar la abundancia y diversidad de microorganismos presentes en el reactor de biocinta durante las fases tanto de inducción como estable del mismo. (Rodríguez, 1996), lo que aporta información valiosa para la selección del material de soporte, permitiendo mediante la observación al microscopio de muestras de biopelícula, conocer el estado funcional de la biocinta.

Aunado a estos análisis, se observó comportamiento de los diferentes materiales que conforman el medio soporte, observando y determinando aquel que presentara mayores ventajas en cuanto a la facilidad ofrecida para el crecimiento y desarrollo de la película biológica, así como presentar ventajas en el manejo del mismo en el reactor, tomando en cuenta parámetros como resistencia y facilidad de manejo del material.

FIGURA 7. PERFIL DE CONCENTRACIÓN DE MATERIA ORGÁNICA DISUELTA MEDIDA EN TÉRMINOS DE mg DQO/L A LO LARGO DEL TIEMPO

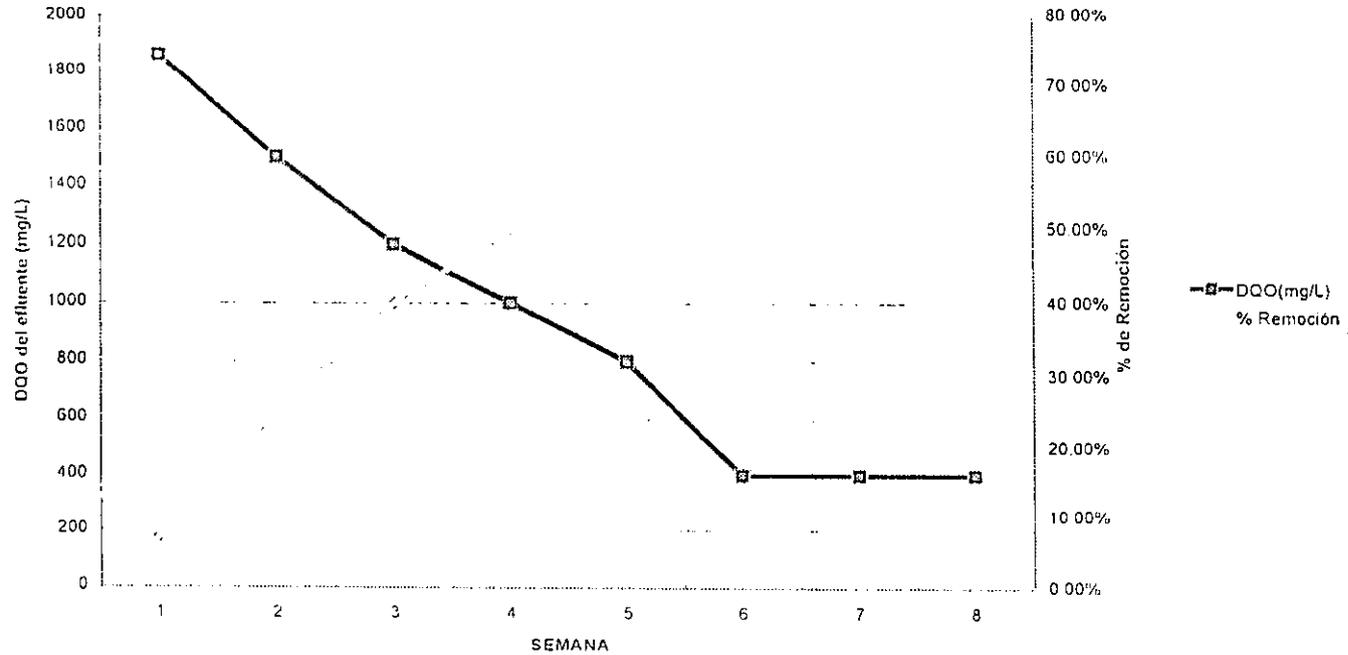
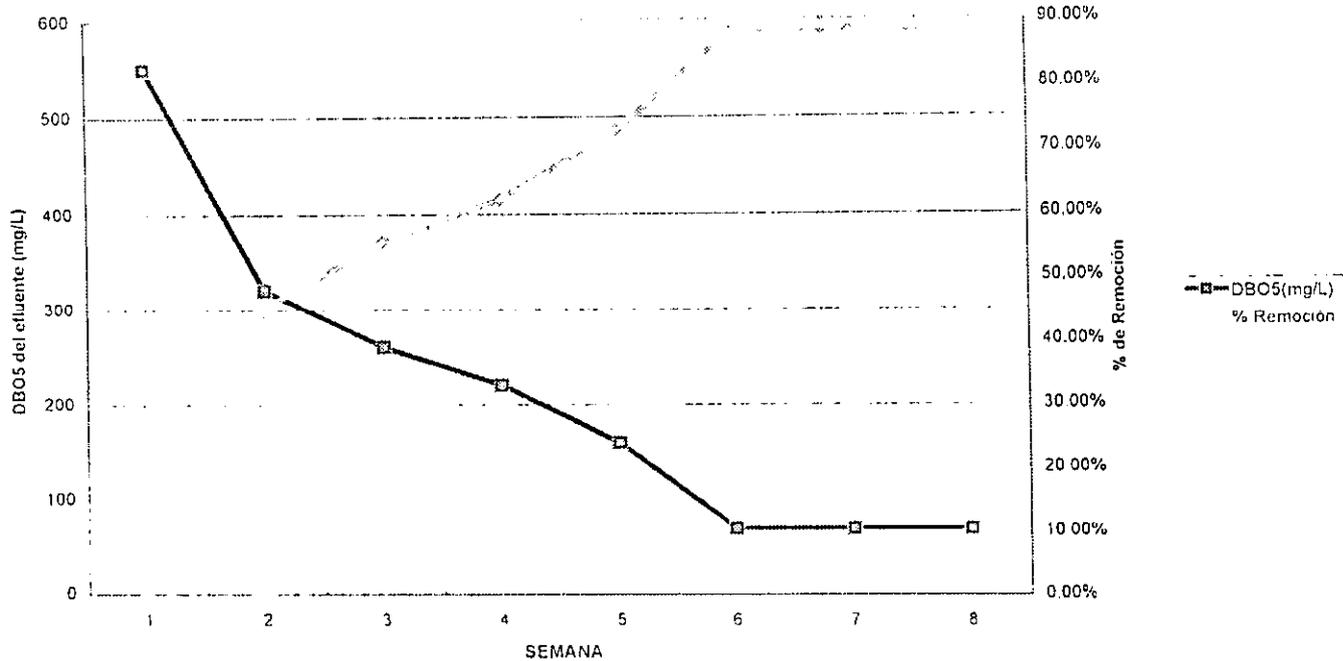


FIGURA 8. PERFIL DE CONCENTRACIÓN DE MATERIA ORGÁNICA DISUELTA MEDIDA COMO  $\text{mg DBO}_5/\text{L}$ , EN FUNCIÓN DEL TIEMPO



Desde el momento en que se inició el desarrollo de la biopelícula, se pudo observar que la capa constituida por material poliuretano fué la que presentó mayores ventajas, ya que permitió un mayor y más rápido crecimiento de la película biológica, así como una mejor adhesión de la misma, lo que pudo determinarse al final de la etapa operativa, al determinar cuantitativamente la cantidad de biomasa formada en cada capa. Gracias a estos resultados y aunado a que el poliuretano es un material que, acorde con la bibliografía (Anuario Estadístico, 1985; Guide to Plastics, 1990 y Hanbook of Plastic Materials, 1992) presenta mejores ventajas de resistencia, elasticidad, manejo y adherencia en relación al cloruro de polivinilo (PVC) y al estireno, es el que resulta más recomendable para la construcción de placas que integren el medio de soporte de la biocinta.

### **V.3. Detección de problemas durante la operación de la biocinta y alternativas de solución a problemas funcionales**

Al estar trabajando ya en la fase operativa, y prácticamente haberse alcanzado la etapa de estabilidad del reactor, se presentaron de nuevo problemas estructurales, consistentes en la separación de la placa inmediata al eje de rotación, provocando la desviación de su eje de giro, llegando incluso a friccionar las paredes laterales del contenedor con la misma estructura móvil (diagrama 4).

Con el fin de solucionar este mal funcionamiento, fue necesario sujetar nuevamente el medio soporte, por lo que se tuvo que remover del contenedor, lo cual se indica gráficamente en el diagrama 5.

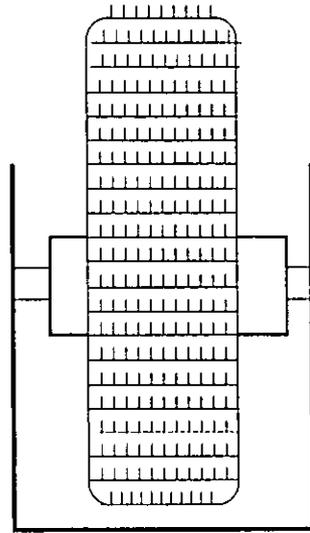
Una vez separado el medio soporte, y debido a lo frágil y quebradizo de la capa interna de poliestireno, se tuvo que desenrollar la biocinta y amarrarla nuevamente, dejando en la sección interna al PE, el cual es más resistente y flexible; de manera intermedia al PVC y como capa externa al PS.

Además, para evitar futuros problemas con la desviación del medio de soporte cuando está girando, se fijó el conjunto de placas, tanto radial como lateralmente, consiguiendo mayor estabilidad y resistencia al esfuerzo por rotación y contacto con el agua (diagrama 6).

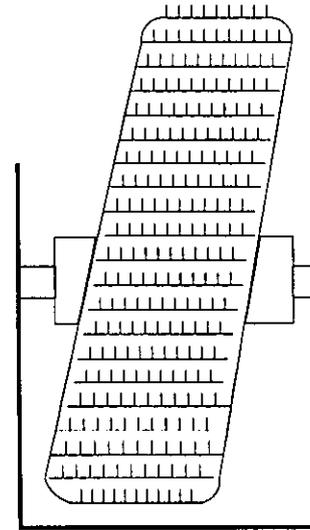
Junto con las dificultades anteriores, se presentó la formación de espuma debido a la rotación del medio de soporte, la cual se derramaba por los costados del contenedor originando la oxidación de los ejes de rotación. Debido a que no se tenía prevista la generación de espuma en el reactor, se planteó como primera solución el agregar un agente antiespumante, sin embargo esta solución redundó en aumentar un contaminante más al sistema de tratamiento, por lo que la eliminación de la espuma se realizó manualmente.

Al final de la etapa operativa, surgió una nueva dificultad en la fase móvil, la cual presentó fracturas y rupturas localizadas en los puntos donde se fijaron las placas al eje metálico, debido a los esfuerzos provocados al sujetarlas (diagrama 8).

DIAGRAMA 4.- DESVIACION DEL MEDIO DE SOPORTE  
DURANTE LA FASE DE OPERACION DEL REACTOR DE BICINTA



POSICION INICIAL  
DE LA ESTRUCTURA MOVIL



DESVIACION DEL MEDIO  
DE SOPORTE RESPECTO  
AL EJE DE ROTACION

DIAGRAMA 5.- SEPARACION DEL MEDIO DE SOPORTE  
PARA REPARACION DE PROBLEMAS DE DESVIACION

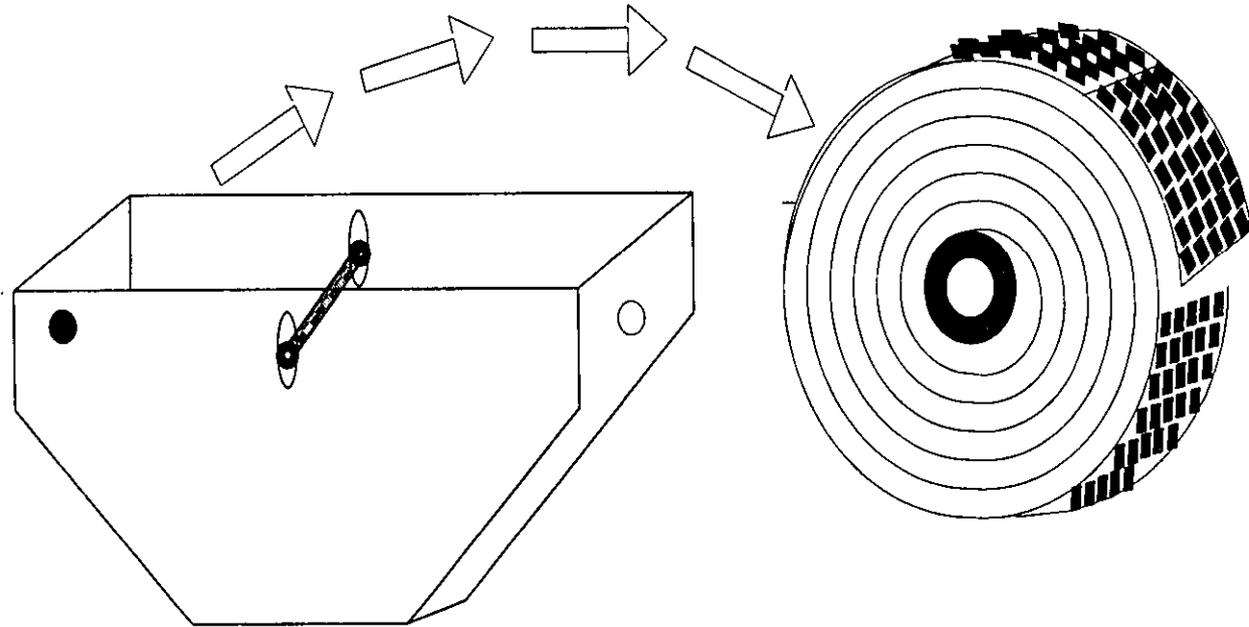
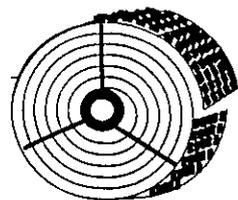
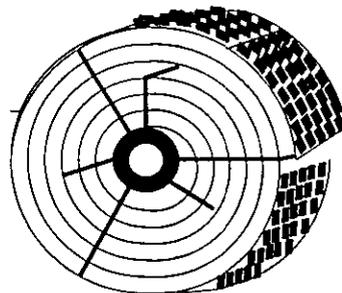


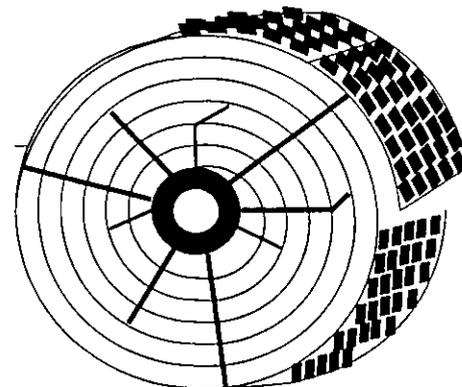
DIAGRAMA 6.- MATERIALES DEL MEDIO DE SOPORTE, DISPOSICION FINAL



CAPA INTERNA  
POLIETILENO

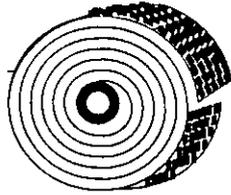


CAPA MEDIA  
CLORURO DE  
POLIVINILO (PVC)

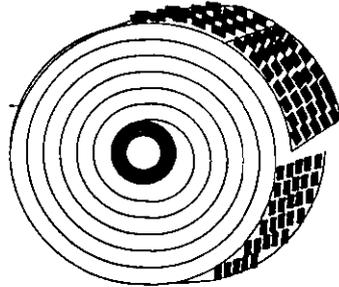


CAPA EXTERNA,  
POLIESTIRENO

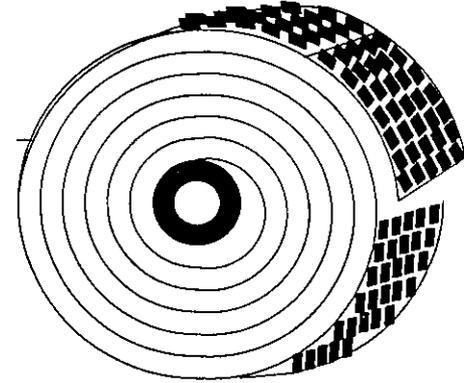
DIAGRAMA 7.- MATERIALES DEL MEDIO DE SOPORTE, DISPOSICION INICIAL



CAPA INTERNA  
CLORURO DE  
POLIVINILO

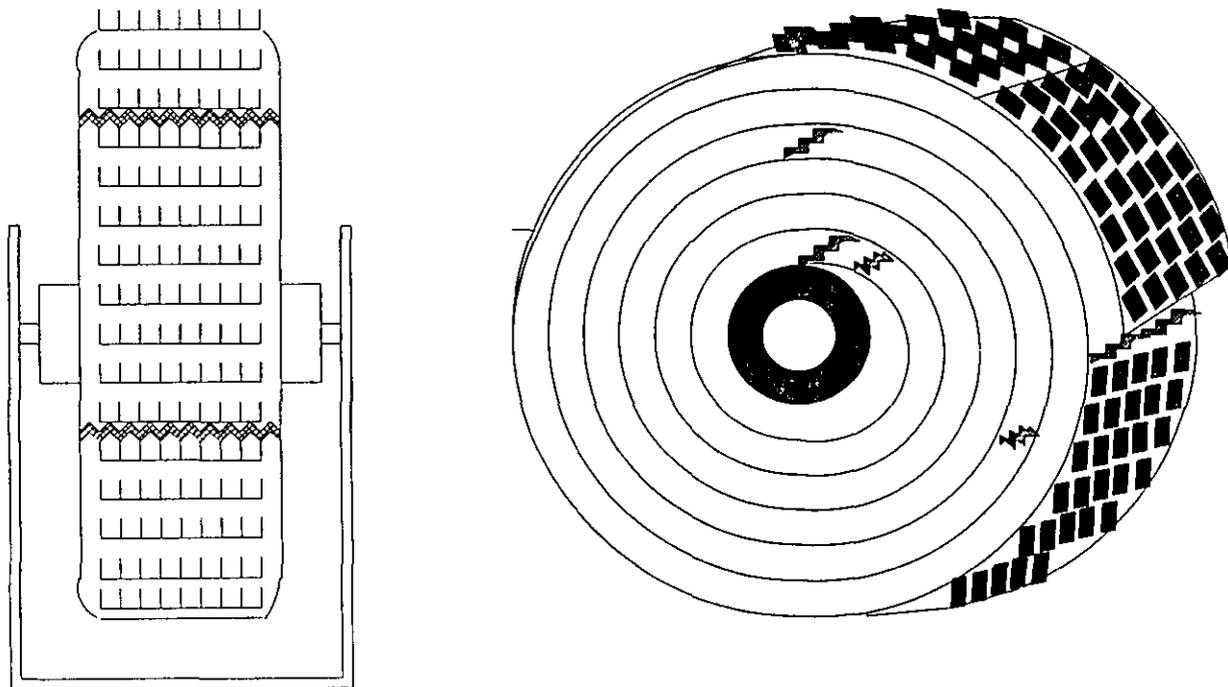


CAPA INTERMEDIA  
POLIESTIRENO



CAPA EXTERNA,  
ESTIRENO

DIAGRAMA 8.- FRACTURA DEL MEDIO DE SOPORTE  
DEBIDA A ESFUERZOS POR TENSION EN LAS PLACAS



## Alternativas de solución a problemas funcionales

1) Para eliminar el problema causado por la formación de espuma en el contenedor, se sugiere que se evacúe mediante un corte en la pared lateral del mismo (diagrama 9) a una altura aproximada de 1 a 2 cm sobre el nivel del líquido, doblando posteriormente la placa formada por este corte. Con lo anterior se evita que la espuma caiga sobre los baleros del eje de rotación. Esta modificación impide que se dañe la resistencia mecánica del contenedor, ya que como se ve en el diagrama 9, el corte en la pared de este se realizaría en una pequeña zona (5-10 cm<sup>2</sup>), en la cual se observó que es donde se inicia la formación y acumulación de espuma.

2) Para evitar la fractura del material soporte, se sugiere la construcción de "cinturones", que pueden sujetarse al eje de rotación, los que tendrán la función de evitar la expansión de la biocinta por rotación y formación de la película biológica, evitando a la vez la inclinación lateral del soporte, respecto al eje de rotación de la misma. Con esta solución se puede evitar la fractura de las placas por esfuerzos, ya que los cinturones únicamente mantendrían en su lugar a la estructura móvil, pero sin aplicar tensión alguna sobre ellas. A su vez, el diseño de estos cinturones, debe permitir el ajuste para diferentes diámetros de la biocinta (diagrama 10).

3) Se puede realizar la modificación estructural del medio de soporte, con el fin de disminuir los problemas y dificultades que se presentan durante la operación del reactor, siendo los más comunes, la limpieza y mantenimiento, así como los inconvenientes ocasionados por fracturas y/o rupturas debidas a los esfuerzos a que está sujeta la biocinta. En este sentido, se propone la construcción de placas de tamaños preestablecidos, que presenten cierta curvatura y puedan montarse sobre un dispositivo que se ajuste o inserte en el eje de rotación, aumentando en número las placas sujetas al dispositivo conforme se incrementa el diámetro del medio soporte (diagrama 12). Este método se basa en la construcción del soporte de la biopelícula en forma de círculos concéntricos.

Como resultado de esta modificación, se obtendría una mayor maniobrabilidad en la separación o desmonte no solo de la totalidad del medio de soporte, e inclusive de solamente una parte del mismo, lo que facilitaría así el cambio de alguna placa dañada, o bien, la toma de muestra para análisis de biopelícula en algún punto deseado, sin necesidad de desmontarlo en su totalidad y sin detener la operación del reactor más que en un tiempo mínimo necesario para el reemplazo o muestreo en la placa correspondiente. Además con este tipo de arreglo se haría más fácil el aseo total de esta estructura y la revisión de la integridad de la misma. Esta sugerencia puede tener un mayor impacto en el futuro escalamiento del reactor, ya que para dimensiones mayores la complejidad al montar las placas y enrollarlas sobre el eje de rotación aumenta, lo que no sucedería al implementar esta modificación.

# DIAGRAMA 9.- FORMACION Y ACUMULACION DE ESPUMA

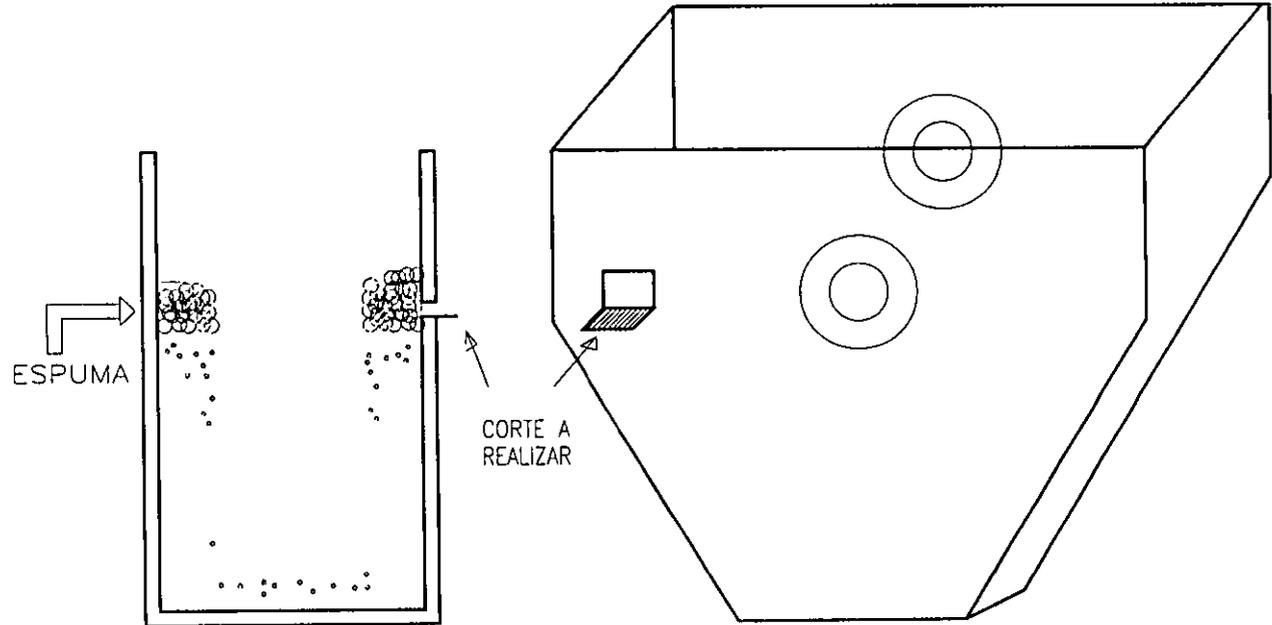


DIAGRAMA 10.- PROPUESTA PARA SUJETAR  
EL MEDIO DE SOPORTE MEDIANTE CINTURONES

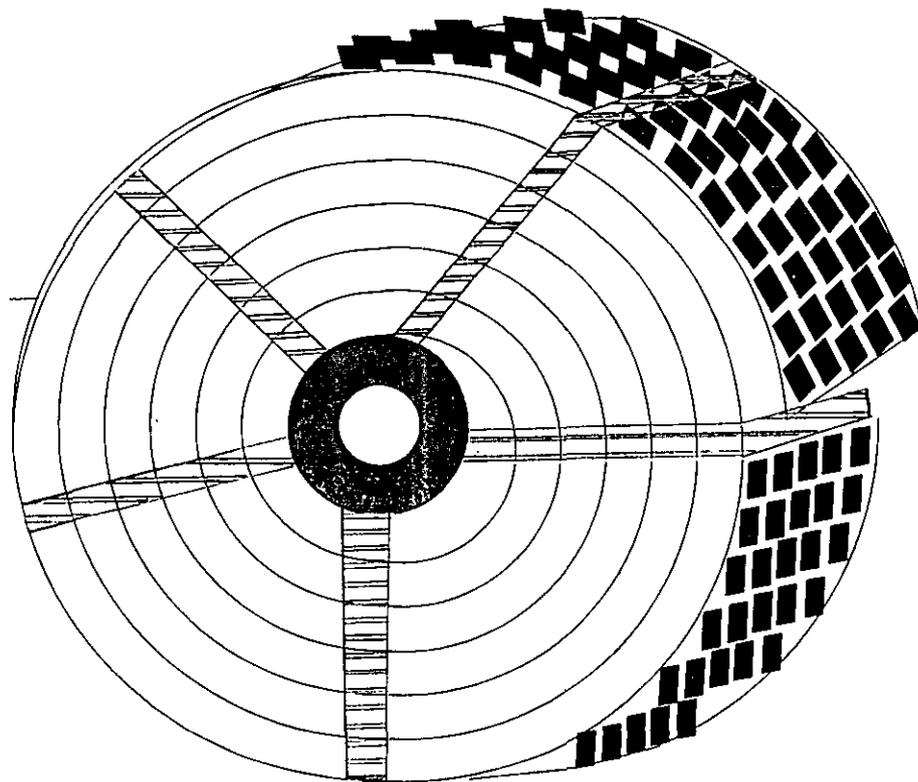
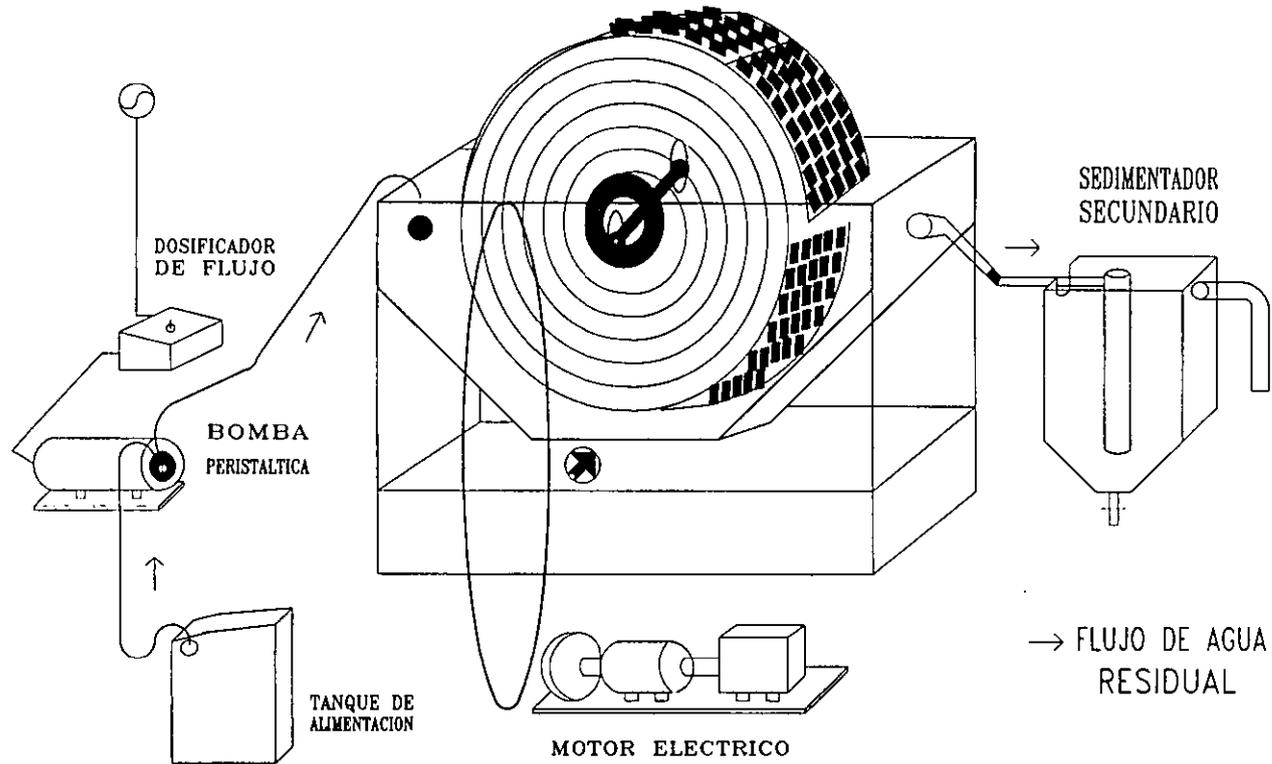
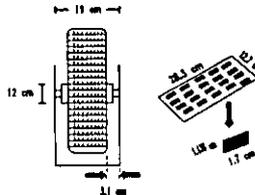
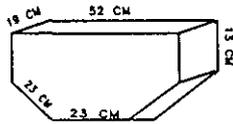


DIAGRAMA 11.- APARIENCIA GLOBAL DE LA BIOCINTA EN OPERACION

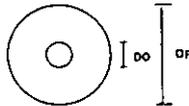


## DIAGRAMA 12.- PROPUESTA DE ESCALAMIENTO A NIVEL LABORATORIO DEL REACTOR DE BIOCINTA

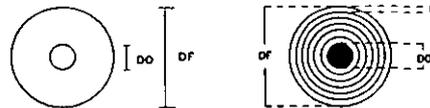
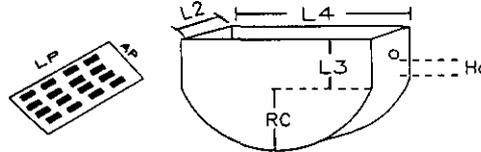
### I.-MEDIDAS INICIALES



(L1)



### II.-PROCEDIMIENTO PARA ESCALAMIENTO



#### DATOS REQUERIDOS:

- 1) VOLUMEN DEL REACTOR (m<sup>3</sup>); 2) DIAMETRO DEL EJE (D0)
- 3) ANCHO DE LAS PLACAS (cm); 4) LONGITUD DE PLACA (cm)
- 5) ALTURA DEL "DIENTE" DE PLACA (cm);
- 6) LONGITUD DEL "DIENTE" DE LA PLACA (cm)
- 7) RELACION AREA/VOLUMEN (a/V) DEL REACTOR (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

#### METODO DE ESCALAMIENTO

- 1) CALCULAR EL AREA DE TRANSFERENCIA (AT) = V x a/V
- 2) CON AT Y (AP, LP, H, LD) OBTENER NUMERO DE PLACAS REQUERIDAS

$$\begin{aligned} \# \text{ PLACAS} &= AT/ARP \quad \dots(1) \\ ARP &= 2 \times AP \times LP + 2 \times 90 \times H \times LD \end{aligned}$$

### 3) CALCULAR DIAMETRO TOTAL DE LA FASE MOVIL

- a) OBTENER LONGITUD TOTAL DE PLACAS (L1 = PT)
- DONDE PT ES LA SUMA DE PERIMETROS DE LOS CIRCULOS TOTALES QUE CONFORMAN LA FASE MOVIL DEL REACTOR

$$PT = \# \text{ PLACAS} \times LP \quad \dots(2)$$

$$PT = LP \quad \dots(3)$$

$$PT = \sum_{j=1}^J P(j) \quad \dots(4)$$

$$\sum_{j=1}^J P(j) = \sum_{j=1}^J 3.1416 \times D(j) \quad \dots(5)$$

$$D(j) = D0 + 2 \times H \times j \quad \dots(6)$$

CUANDO SE CUMPLE LA EC.(4):

$$DF = D(j) \quad \dots(7)$$

#### MEDIDAS FINALES DEL REACTOR CONSIDERACIONES:

- 1) L1, L2 = f (AP)
- 2) L3, L4, Ho, Rc = f(DF)

$$L1 = L1in/APin \times AP \quad \dots(8)$$

$$L2 = 2 \times L1 \times AP \quad \dots(9)$$

$$L3 = L3in/DFin \times DF \quad \dots(10)$$

$$Rc = 5/8 DF \quad \dots(11)$$

$$Ho = Hoin/DFin \times DF \quad \dots(12)$$

$$L4 = 2 \times Rc \quad \dots(13)$$

NOTA: EL ESCALAMIENTO SE REALIZA EN FUNCION DE LAS DIMENSIONES ORIGINALES DE LA BIOCINTA

#### V.4. Comparación RBR<sub>20</sub> y un reactor de biocinta

De acuerdo con resultados obtenidos en estudios anteriores (Luna-Pabello, 1993) en un RBR<sub>20</sub> (Tabla 11) depurando agua residual de nejayote, con una concentración de 2040 mg DQO/L y condiciones de operación similares a las establecidas en el reactor de biocinta (tabla 1); se realizó un análisis comparativo con base en los parámetros fisicoquímicos de: demanda química de oxígeno (mg DQO/L), demanda bioquímica de oxígeno (mg DBO<sub>5</sub>/L) y oxígeno libre disuelto (mg O<sub>2</sub>/L), los cuales se tomaron una vez lograda la estabilidad funcional para ambos sistemas de tratamiento. Los resultados se analizaron tomando en cuenta iguales volúmenes y tiempos de residencia hidráulico (TRH). Para el reactor de biocinta el volumen total de trabajo fué de aproximadamente 15 L, con un TRH de 18 horas, mientras que para el RBR<sub>20</sub> se tomaron los datos correspondientes a las cámaras 7 y 8 (tabla 10), es decir, volúmenes entre 14 y 16 L y TRH de 16.8 y 19.2 horas respectivamente.

**Tabla 11. Valores promedio de los parámetros fisicoquímicos y bioquímicos registrados en el RBR<sub>20</sub> alimentado con nejayote y porcentajes de remoción por etapa**

Etapa	Temp. (°C)	pH	OD (mg/L)	D Q O (mg/L)	% Rem	D B O 5 (mg/L)	% Rem
A	21.5±0.7	5.4±0.2	0.45±0.15	2040±150	0	585±5	0
1	19.9±0.9	7.3±0.5	0.35±0.29	1760±130	13.7	535±10	8.5
2	19.7±1.0	7.8±0.2	1.36±0.49	1600±100	21.6	-	-
3	19.6±1.1	7.9±0.1	2.48±0.24	1470± 80	27.9	255±20	56.4
4	19.5±1.1	7.9±0.1	3.17±0.28	1420± 90	30.4	-	-
5	19.6±1.2	8.0±0.1	5.08±0.51	1290± 50	36.8	140±10	76.1
6	19.5±1.2	8.0±0.3	5.06±0.66	1250± 30	38.7	-	-
7	19.4±1.1	8.1±0.1	5.51±0.39	1200± 20	41.2	110±5	81.2
8	19.5±1.1	8.1±0.1	5.70±0.40	1160± 40	43.1	100±5	82.9
9	19.7±1.0	8.0±0.1	5.41±0.18	1080± 60	47.1		-
10	20.0±1.0	8.1±0.1	6.00±0.16	1040±100	49.0	95±5	83.8

Considerando los valores de las etapas 7 y 8 del RBR<sub>20</sub>, así como los datos correspondientes de la tabla 1 para el reactor de biocinta, se obtienen los valores de la tabla 12.

**Tabla 12.** Comparación de valores promedio de análisis fisicoquímicos realizados en el RBR<sub>20</sub> y el reactor de biocinta durante tratamiento de nejayote.

Reactor	Temp. (°C)	pH	OD (mg/L)	DQO (mg/L)	% Rem	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	% Rem
Biocinta	14.0±0.8	8.0±0.1	7.8±0.1	400± 82	80.0	70±5	88.0
RBR <sub>20</sub> (7)	19.4±1.1	8.1±0.1	5.51±0.39	1200± 20	41.2	110±5	81.2
RBR <sub>20</sub> (8)	19.5±1.1	8.1±0.1	5.70±0.40	1160± 40	43.1	100±5	82.9

La tabla 12 indica que parámetros como pH y temperatura no varían significativamente de un reactor a otro; el primero tiene una diferencia de tan solo 0.1 unidades, mientras que la segunda tiene una variación promedio de aproximadamente 5.5°C. El valor de oxígeno libre disuelto (mg OD/L) fué mayor en el reactor de biocinta, que presentó 7.8 mg OD/L, mientras que para el RBR<sub>20</sub> fué de 5.51 mg OD/L en la cámara 7 y 5.70 mg OD/L en la 8. En consecuencia se deduce que el reactor de biocinta ofrece durante su operación una mayor cantidad de oxígeno disponible para la degradación mediante metabolismo de tipo aerobio, por lo que a igual temperatura la concentración de oxígeno disuelto (OD) pudiera ser menor y por lo tanto, la concentración de materia orgánica biodegradable disuelta a tratar sería menor que la estimada.

En cuanto a remoción de materia orgánica disuelta, los porcentajes eliminados, medidos en términos de DQO y de DBO<sub>5</sub> fueron mayores en el reactor de biocinta que en las cámaras equivalentes del RBR<sub>20</sub>, lo que indica que para volúmenes y tiempos de residencia hidráulico similares, el reactor de biocinta elimina mayor cantidad de los contaminantes orgánicos disueltos biodegradables contenidos en el nejayote, que el RBR<sub>20</sub> bajo condiciones de operación similares.

Cabe hacer notar que el porcentaje de remoción logrado en el reactor de biocinta, tanto en términos de DQO como de DBO<sub>5</sub> es mayor aún que el obtenido en la última cámara del RBR<sub>20</sub>, es decir, cuando el líquido en tratamiento tiene un TRH de 24 horas (tabla 10), lo cual constituye un argumento a favor del empleo de la biocinta.

#### **V.5. Determinación de diferencias estadísticas significativas entre el RBR y la biocinta.**

La diferencia de remoción encontrada entre ambos sistemas de tratamiento, puede ser explicada en función de la variedad existente en las relaciones área/volumen de los reactores, siendo esta de aproximadamente el doble para la biocinta, respecto del RBR. Lo anterior puede constatarse de la evaluación practicada a los resultados, en los términos de DQO (Tabla 13) y de DBO<sub>5</sub> (Tabla 14), para el influente y el efluente de cada uno de los dos reactores, durante la fase de operación pseudoestable. Para establecer si hay o no diferencias significativas entre los valores obtenidos, en términos de DQOs, durante la fase experimental pseudoestable de la biocinta y del RBR, se aplicó la prueba de  $\chi^2$ , tomado como valores observados los correspondientes a la biocinta y como esperados los del RBR.

**Tabla 13. Valores utilizados para la determinación de la existencia de diferencias estadísticamente significativas entre el comportamiento depurador, en términos de DQOs del RBR respecto de la bicinta en fase pseudoestable.**

Semana	Influentes (mg/L)		Efluentes (mg/L)	
	Biocinta	RBR	Biocinta	RBR
1	2000	2010	400	1140
2	2100	2090	480	1200
3	1900	1930	320	1080

Nota: Los valores de las DQO experimentales de cada semana están dados con base en dos muestras tomadas en días diferentes y analizadas por duplicado.

Los resultados obtenidos fueron los siguientes:  $\chi^2$  influente= 0.564,  $\chi^2$  efluente= 1447.16. De acuerdo con el valor de tablas,  $\chi^2_{0.95} = 5.991$ , por lo cual en el caso del influente no existen diferencias significativas, mientras que para el efluente sí las hay.

**Tabla 14. Valores utilizados para la determinación de la existencia de diferencias estadísticamente significativas entre el comportamiento depurador, en términos de DBO<sub>5</sub> del RBR respecto de la bicinta en fase pseudoestable.**

Semana	Influentes (mg/L)		Efluentes (mg/L)	
	Biocinta	RBR	Biocinta	RBR
1	585	585	70	235
2	595	605	75	240
3	575	565	65	230

Nota: Los valores de las DBO<sub>5</sub> experimentales de cada semana están dados con base en dos muestras tomadas en días diferentes y analizadas por duplicado.

De igual forma, para establecer si hay o no diferencias significativas entre los valores obtenidos, en términos de DBO<sub>5</sub>, durante la fase experimental pseudoestable de la biocinta y del RBR, se aplicó la prueba de  $\chi^2$ , tomando como valores observados los correspondientes a la biocinta y, como valores esperados, los del RBR. Los resultados obtenidos fueron los siguientes:  $\chi^2$  influente = 0.342;  $\chi^2$  efluente= 347.656. Al comparar los valores anteriores con el valor de tablas de  $\chi^2_{0.95} = 5.991$ , se puede afirmar que, para el caso del influente no existen diferencias significativas, mientras que para el efluente sí las hay.

En este sentido, al tener casi el doble de la superficie de contacto, la cantidad de biopelícula es también el doble. Este fenómeno se traduce a su vez, en que a mayor actividad microbiana y, consecuentemente, en una más rápida degradación de la materia orgánica disuelta contenida en el agua residual a tratar, lo cual era de esperarse. Es decir, que al existir más microorganismos disponibles para la biodegradación de determinada cantidad de contaminantes, éste lo hace en menor tiempo (Vavilin, 1982). Lo anterior, repercute en un aumento en la capacidad del reactor para depurar mayores volúmenes de aguas residuales igualmente contaminadas, o bien, iguales volúmenes de agua con una concentración de contaminantes superior (Tijhuis *et al.*, 1995).

Por otra parte, la manipulación del RBR, aproximadamente 4°C por debajo de la temperatura a la que trabajó la biocinta, pudo haber influido en la disminución (entre 5 y 10%) de la capacidad depuradora de los microorganismos (Rittman *et al.*, 1983, Luna-Pabello *et al.*, 1992). En consecuencia, puede afirmarse que la mayor capacidad depuradora de la biocinta se debe principalmente a que el RBR representa mayor relación área/volumen y que dicho incremento observado no guarda una relación directamente proporcional.

## VI. CONCLUSIONES Y SUGERENCIAS

A continuación serán presentadas las conclusiones y sugerencias respectivas al presente estudio.

- Se arrancó y estabilizó el reactor de biocinta, el cual tuvo una alimentación de materia orgánica de 2,000 mg DQO/L y un tiempo de residencia hidráulico de 18 horas, obteniéndose un 80 y 88% de remoción de materia orgánica disuelta, medida como DQO y DBO<sub>5</sub> respectivamente; por lo que se consideran estos resultados como aceptables para el comportamiento depurativo de la biocinta. Debido al valor de oxígeno libre disuelto (7.7. - 7.9 mg OD/L), se puede deducir que es posible tratar aguas residuales con la misma carga orgánica en menor tiempo, o bien, con mayor cantidad de material orgánico disuelto.
- El reactor de biocinta en su versión original presentó algunas deficiencias en cuanto a su conceptualización y estructura, lo cual se refleja en su operación, por lo que fué necesario realizar algunas adecuaciones estructurales.
- Dentro de la estructura original del reactor de biocinta se encontraron fallas como: formación de espuma, desviación y fractura del medio de soporte, las cuales fueron superadas mediante modificaciones que no afectaron de manera trascendente la operación del reactor.
- De acuerdo con las modificaciones realizadas, la biocinta operó de manera satisfactoria, permaneciendo el líquido en tratamiento aireado de manera constante, facilitando las operaciones de mantenimiento.
- De los tres materiales que constituían las placas que formaban el medio soporte, fué el polietileno en donde se observó que la película microbiana presentó un crecimiento más rápido en relación con el cloruro de polivinilo y el poliestireno, por lo que para una posible construcción posterior de las placas de la biocinta se puede utilizar únicamente este material.
- La remoción de materia orgánica disuelta durante la etapa de régimen permanente fué de 80% como DQO y de 88% como DBO<sub>5</sub> cuando el reactor operó entre 12 y 14°C, con un tiempo de residencia hidráulica de 16 horas y una velocidad de rotación del medio soporte de 28 r.p.m.
- El porcentaje de remoción logrado en el reactor, tanto en términos de DQO y DBO<sub>5</sub> es mayor que en el RBR20, aún tomando en cuenta su última cámara. Estos parámetros constituyen un argumento a favor del uso de la biocinta como sistema de tratamiento en la remoción de materia orgánica disuelta.

- Es posible tratar de manera aerobia aguas residuales con concentraciones mayores a 2000 mg DQO/L y/o 585 mg DBO<sub>5</sub>/mL, debido a que la biocinta tiene una alta capacidad de oxigenación del agua residual en tratamiento.
- No es necesaria la neutralización previa del agua residual a tratar ya que el mismo proceso de biodegradación induce el cambio de pH hacia valores neutro-alcalinos, por lo que la actividad depuradora microbiana no se ve inhibida.
- El comportamiento del reactor de biocinta en el estado estacionario corresponde a un modelo de cinética de reacción de primer orden, dando un resultado en la confiabilidad del análisis numérico de aproximadamente un 97%, lo que se puede interpretar como aceptable para explicar los resultados del comportamiento del reactor.
- El modelo cinético propuesto por Kornegay y Andrews, es el que mejor representa el comportamiento del reactor de biocinta, presentando un coeficiente de correlación  $R^2=0.79456$ ; no obstante este resultado no constituye una aproximación satisfactoria para la descripción del comportamiento del reactor, ya que para ello es necesario obtener al menos un coeficiente de correlación con una confiabilidad del 95% ( $R \geq 0.95$  ó  $R^2 \geq 0.9025$ ).
- Para establecer un modelo más representativo del comportamiento depurativo del reactor de biocinta, es necesaria mayor información sobre la influencia tanto de los parámetros fisicoquímicos y biológico que inciden en la rapidez de remoción de materia orgánica disuelta.

## Sugerencias

La finalidad de estas sugerencias es la de lograr obtener un sistema de depuración biológica lo más eficiente posible, que contribuya a disminuir la problemática ambiental ocasionada por las aguas residuales contaminadas orgánicamente; así como de promover la búsqueda de nuevas metodologías analíticas menos impactantes.

- Es necesario implementar técnicas de evaluación de materia orgánica que sean menos contaminantes que la de tipo químico actualmente empleada (DQO) y más rápidas que la de tipo bioquímico (DBO<sub>5</sub>), así como incorporar las relativas al contenido de sólidos y nitrógeno por unidad de biomasa.
- Para eliminar el problema causado por la formación de espuma en el contenedor, se sugiere la realización de un corte sobre la pared lateral del contenedor a una altura aproximada de 1 a 2 cm sobre el nivel del líquido (en etapa de operación), doblando posteriormente la placa formada por este corte, permitiendo la eliminación de la espuma formada por la rotación del medio soporte lo que impedirá el derrame de la misma sobre el eje de rotación evitando así su oxidación. El corte realizado no dañaría la resistencia mecánica del contenedor debido a que se realizaría únicamente abarcando la zona en la que se origina la espuma.

- Para evitar la fractura del material de soporte, podrían incorporarse "cinturones" sujetos al eje de rotación, los cuales evitarían la expansión de la biocinta durante su rotación y la deformación a consecuencia del desarrollo de la biopelícula, minimizando a la vez la desviación lateral observada durante la operación. Con esta solución se pretende evitar la fractura de las placas por los esfuerzos cortantes, ya que los cinturones únicamente mantendrían en su lugar a la estructura móvil, pero sin aplicar tensión alguna sobre ellas. El diseño de estos cinturones debe ser ajustable a los diferentes diámetros de la biocinta, con objeto de asegurar su consistencia estructural.

- Para disminuir los problemas y dificultades que se presentan durante la operación del reactor, como son la limpieza, el mantenimiento y eventual reparación por fracturas y/o rupturas de alguna placa. En este sentido, se propone la construcción de placas de forma y tamaño preestablecido, que puedan montarse sobre un dispositivo capaz de insertarse fácilmente en el eje de rotación, pudiendo aumentar el número de placas conforme se va aumentando el diámetro del medio soporte, lo cual facilitaría además la rápida sustitución de las placas dañadas.

- Es necesario efectuar corridas experimentales variando parámetros tales como temperatura, concentración de materia orgánica disuelta, tiempo de residencia hidráulico y velocidad de rotación del reactor, para establecer las condiciones a las cuales se pueden alcanzar niveles máximos de remoción en este tipo de sistema de tratamiento.

- La construcción de un medio soporte para la biopelícula, a partir de placas ensamblables, es altamente deseable para el futuro escalamiento del reactor, ya que para dimensiones mayores se puede construir un medio de soporte en espiral a partir de una secuencia de placas, aunque esto se vuelve más complicado, lo que no sucedería al implementar esta modificación.

- Otra alternativa sería la de construir la biocinta a manera de banda continua, no en placas, pero empleando un material que además de ser termoformable, sea empleando un material altamente resistente a la intemperie y a fracturarse, ya que de lo contrario no sería funcional, o bien, construirlo de otro material, tal como acero inoxidable y hacer los "dientes" mediante troquelado, lo cual tendría que ser evaluado técnica y económicamente.

## VII. BIBLIOGRAFÍA

Anaya-Huertas, C.C. 1992. Estudio de los protozoarios ciliados presentes en un sistema de tratamiento biológico de un efluente industrial petroquímico. Tesis de licenciatura. Facultad de Ciencias, UNAM México, D.F. 155 p.

A.P.H.A. 1992 Standard Methods for Examination of Water and Wastewater. 17a Ed. Washington, EEUUA. 1134 pp. Versión en español, Díaz Santos Editores.

Anuario estadístico del plástico. 1985. Ed. Corso, S.A. de C.V. editado por Instituto Mexicano del Plástico Industrial. México, D.F., México. 119 p.

Atkinson, B. 1986. Reactores Bioquímicos. Ed. Reverté, S.A., Barcelona, España. 295 p.

Bryers, J.D. 1982. Processes involved in early biofilm formation. En First International Conference on Fixed Film Biological Processes. Wu Y.C.; Smith D.; Miller R.D. y Patken (Eds). Ohio, EEUUA. (1):155-183.

Civit E., Durán de Bazúa C., Engelmann G., González S. y Hartmann L. 1984. Environm. Technol. Letters, 5(2):89.

Curds, C.R. Cockburn, A. y Vandyke, J.M. 1968. An experimental study of the role of the ciliated protozoa in the activated-sludge process. JWPCF, 67: 312-329.

Curds, C.R. y Vandyke, J.M. 1966. The feeding habitats and growth rates of some fresh-water ciliates found in activated-sludge plants. J. Appl. Ecol., 3:127-137.

Duncan, M.D. 1976. Sewage Treatment in Hot Climates, John Wiley and Sons. Pub. Co. Londres, Inglaterra. 168 p.

Durán de Bazúa, C. 1983. Tratamiento de los efluentes de la industria del maíz en México. Tesis doctoral. Universidad de Karlsruhe, Alemania. Versión en español. Pub. Facultad de Química, UNAM México D.F., México.

Durán de Bazúa, C. 1987. Reaprovechamiento de efluentes de la industria del maíz. Informe final de proyecto UNEP BMFT-FRG CONACYT CONASUPO UNAM. Pub. Facultad de Química UNAM Universidad de Karlsruhe, Alemania.

Durán de Bazúa, C. 1988. Tratamiento biológico de aguas residuales de la industria de proceso (apuntes). Depto. de Alimentos y Biotecnología. División de Ingeniería de la Facultad de Química. Ciudad Universitaria, UNAM México, D.F. México.

Durán de Bazúa, C.; Engelmann, G. y Hartmann, L. 1982. Aprovechamiento de efluentes de la industria alimentaria. En Seminario: Ecotecnologías para el desarrollo de México. Inst. Mex. Tecnol. Apropriadas e Instituto de Ecología, México D.F., México. Pp 119-123.

Durán de Bazúa, C. y Hartmann, L. 1980. Produktion und Verwertbarkeit aus Prozessabwasser der Nixtamalization. *Wiss. Abschlussber.*, 15 Ints. Sem. Julio. Universidad de Karlsruhe, Alemania. Pp 214-232.

Eckenfelder, W.W. 1980. Principles of Water Quality Management. Ed CBI Publishing Company Inc.

Escárcega, C.A.; Pulido, R. y Durán de Bazúa, C. 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 NEX-02-86. Proyecto CONACYT PCCBBNA-020395. División de Estudios de Posgrado. Departamento de Alimentos. Facultad de Química, UNAM México, D.F. México.

Famularo, J.; Mueller, J. y Mulligan, T. 1978. Application of mass transfer to rotating biological contactors. JWPCF, 50:653-671.

Friedman, .A. A.; Robbins, I. E. y Woods, R. C. 1979. Effect of disk rotational speed on biological contactor efficiency.

Gaudy, F.A. y Gaudy, T.E. 1980. Microbiology for Environmental Scientist and Engineers. Ed. Mc. Graw-Hill, Nueva York. EEUUA. JWPCF, 5:2678-2690.

Grady, C.P.L. Jr. y Lim, H.C. 1980. Biological Wastewater Treatment Theory and Applications. Marcel Dekker, Inc., Nueva York. EEUUA

Grievies, C.G. 1972. Dynamic and steady state models for the rotating biological disc reactor. Ph. D. Thesis, Clemson Univ., Clemson, N.C. EEUUA.

Guide to Plastics. (1990). By the editors of Modern Plastics Encyclopedia. Ed. Mc. Graw-Hill, Nueva York, EEUUA.

Henley, E. J. y Seader, J. D. 1990. Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química. Ed. REPLA, México, D.F. México.

Hoehen, R.C. y Ray A.D. 1973. Effects of thickness on bacterial film. JWPCF, 45(11): 2302-2320.

Hartmann, L. y Durán de Bazúa, C. 1981. Biological Treatment of maize processing effluents (Nejayote) in batch and continuous laboratory test. En Proc. 2nd World Congress of Chemical Engineering. Montreal, Canadá. Pp. 601-605.

Kincannon, D.F. y Stover, E.L. 1982. Design methodology for fixed film reactors RBC's and biological towers. Civil Eng. for Pract. and Design Engrs., 2: 107.

Kornegay, B.H. y Andrews, J.F. 1968. Kinetics of Fixed Film Biological Reactors. JWPCF, 40(11):R460-468.

Kornegay, B.H. 1975. Modeling and simulation of fixed-film biological reactors. In Mathematical modeling of Water Pollution Control Processes. Ed. Keinath. Ann Arbor Science, Ann Arbor, Michigan, EUA.

La Motta, E.J. 1976. Internal diffusion and reaction in biological films. Env. Sci. Technol., 10(8):765-769.

Lumbers, J.P. 1983. Rotating biological contactors: current problems and potential developments in design and control. Public Hlth. Engr., 11:41.

Luna-Pabello, V.M. 1987. Estudio de los protozoarios ciliados presentes en un sistema de tratamiento por medio de biodiscos. Tesis de licenciatura. Facultad de Ciencias, UNAM México D.F., México. 86 p.

Luna-Pabello, V.M. 1993. Estudio comparativo de las poblaciones de protozoarios ciliados en un reactor de biodiscos alimentado con diferentes substratos. Tesis Doctoral. Facultad de Ciencias. UNAM México, D.F., México. 152 p.

Luna-Pabello, V.M.; Aladro Lubel, Ma. A. y Durán de Bazúa, C. 1990. Microorganismos indicadores del tratamiento biológico de aguas residuales: Efecto de la temperatura sobre la diversidad y abundancia de protozoarios ciliados. Vol. 1. Serie: Agua. Pub. PIQAYQA-FQ-UNAM. México D.F., México.

Luna-Pabello, V.M.; Aladro Lubel, Ma. A. y Durán de Bazúa, C. 1992. Temperature effect on ciliates diversity and abundance in a rotating biological reactor. Bioresour. Technol. 39, 55-60.

Luna-Pabello, V.M.; Durán de Bazúa, C.; Mayen-Estrada, R.; Aladro Lubel, Ma. A.; Olvera-Viascan, V. y Saavedra-Sola, J. 1988. Estudio de los protozoarios ciliados para determinar la calidad depurativa de sistemas rotatorios biológicos para tratamiento de aguas residuales. Universidad y Ciencia, 5(10):109-132.

Luna-Pabello, V.M.; Picaso H. R. M. y Durán de Bazúa, C. 1991. Determinación de protozoarios ciliados en reactores biológicos rotatorios que tratan aguas residuales de la industria del papel, ingenios azucareros y nixtamalización del maíz. Informe técnico de trabajo AR-01-91. Facultad de Química. Departamento de Alimentos y Biotecnología. División de Ingeniería. UNAM México D.F. México, 64 p.

Monod, J. 1949. Recherches sur la Croissance des Cultures Bacteriennes. Hermann Press, París, Francia.

Norouzian, M.A. 1983. A performance evaluation and kinetics determination of an RBC system operating at C.U. wastewater treatment plant. Pub. Instituto de Ingeniería, UNAM, México, D.F. México.

Opatken, E.J. 1982. "Rotating Biological Contactors Second Order Kinetics". En Proc. First International Conference on Fixed Film Biological Processes. King Island, Ohio. EEUUA. Vol. 1. Pp. 210-232. Abril 20-23.

Pedroza, R. 1985. Estudio de la degradación biológica aerobia de los efluentes de la nixtamalización. Tesis de Maestría, Universidad Iberoamericana. México, D.F., México.

Pedroza, R. y Durán de Bazúa, C. 1986. Laboratory performance of a rotating biological contactor (RBC) for nejayote (corn processing wastewater) biological degradation. En Food Engineering and Process Applications, M. Le Maguer, ed. Elsevier Appl. Sci. Pub. Ltd. Essex, Inglaterra (Londres). Vol. 2, cap. 29, Pp. 345-355.

Poepel, F. 1964. Estimating Construction and Output of Immersion Drip Filter Plants. Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft. Vol. 11, R. Oldenbourg, Munich, Alemania.

Reiber, S. y Stensel, D. 1985. Biologically enhanced oxygen transfer in a fixed film system. JWPCF, 57(2):135-142.

Rittman B. E., Suozzo R. y Romero B.R. 1983. Temperature effect on oxygen transfer to rotating biological contactors. JWPCF 55, 270-277.

Rubin, I. 1992. Handbook of Plastic Materials and Technology. Ed. John Wiley and Sons Inc., Nueva York, EEUUA.

Schroeder, E.D. 1977. Water and Wastewater Treatment. Ed Mc. Graw-Hill, Nueva York, EEUUA.

Shieh, W.K. 1982. Mass transfer in a rotating biological contactor. Water Res. 16, 1071.

Smith, J.M. 1992. Ingeniería de la Cinética Química. Ed. CECSA, México D.F. México.

Stover, E.L. y Kincannon, D.F. 1982. Rotating Biological Contactor Scale-Up and Design. En Proc. First International Conference on Fixed Film Biological Processes. Abril 20-23, King Island, Ohio, EEUUA. Vol. 3. Pp 1667-1687.

Sundstrom, D.W. y Klei, H.E. 1979. Wastewater Treatment. Ed. Prentice Hall. New Jersey, USA.

Tijhuis, L., Van Loosdrecht M. C. M. Y Heijnen J. J. 1995. Dynamics of biofilm detachment in biofilm airlift suspension reactor. Biotechnol. Bioeng. 45, 481-487.

Treybal, R.E. 1991. Operaciones de transferencia de masa. Ed. Mc. Graw-Hill, México, D.F. México.

Trulear, M.G. y Charaklis, W.G. 1992. Dynamics of film process. JWPCF, 54(9): 1288-1301.

Vavilin V. A. 1982. The effect of temperature inlet pollutant concentration, and microorganisms concentration, on rate of aerobic biological treatment. Biotechnol. Bioeng. 24, 2609-2625.

Vázquez-García, M.L.; Bekris-Palafox, J. y Durán de Bazúa, C. 1990. Tratamiento aerobio de aguas residuales de la industria de papel, empleando reactores biológicos rotatorios. Informe técnico de trabajo PAP-01-91. Pub. Facultad de Química. UNAM México, D.F., México.

Wiggins, B.A. y Alexander, M. 1988. Role of protozoa in microbial acclimation for mineralization of organic chemicals in sewage. Can. J. Microbiol. 34:661-666.

Williamson, K. y McCarty, P.L. 1976. A model of substrate utilization by bacterial film. J.WPCF, 48(1):924-939.

Winkler, M.A. 1990. Tratamiento biológico de aguas de desecho. Limusa-Noriega, México, D.F. México. 338 pp.

Yuhei, I.; Yuko, K.; Ryuichi, S. y Minako, K., 1989. Role of Ciliated Protozoa in Control of the Growth of Filamentous Microorganisms. Water Sci. Technol. 21(12):1887-1890.

Zámano-Pérez, H.A.; Zedillo Ponce de León, L.E. y Durán de Bazúa, C. 1991. Tratamiento biológico de aguas residuales de la industria alcohólica a partir de melazas de caña de azúcar. Informe técnico de trabajo VIN-01-90. Pub. Facultad de Química, UNAM México, D.F., México.

## VIII. APÉNDICES

### APÉNDICE A.- TÉCNICAS DE ANÁLISIS FÍSICOQUÍMICO

#### **Demanda química de oxígeno (DQO) Método volumétrico de oxígeno con dicromato de potasio (APHA, 1992)**

##### **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, como una solución valorada de dicromato de potasio. El exceso de agente oxidante después de un período de reflujo a 150°C durante dos horas, se determina con una solución valorada de sulfato ferroso amoniacal, en presencia de un complejo ferroso de ortofenantrolina (indicador de ferroína) 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 ( $\text{Fe}^{++}$ ), sulfato ( $\text{SO}_4^-$ ), sulfitos ( $\text{SO}_3^-$ ) y tiosulfatos ( $\text{S}_2\text{O}_3^-$ ) se oxidan bajo ciertas condiciones y crean una DQO inorgánica, la cual interfiere cuando se estima el contenido de materia orgánica del agua residual.

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

**Nota:** Mediante esta prueba no es posible conocer el tipo de compuestos orgánicos presentes ni diferenciar entre el material biodegradable y las sustancias tóxicas, por lo cual sólo constituye un análisis para la determinación del total de material presente.

##### **Reactivos:**

- Solución acuosa de dicromato de potasio 0.25 N.
- 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.
- Ácido sulfúrico concentrado.

- Solución indicadora de ferroina.
- Solución de sulfato ferroso amoniacal para valoración en una concentración aproximada de 0.05 N.
- Sulfato mercúrico.

### **Equipo:**

El equipo empleado es un Behr, el cual consta de una parrilla, con un control de temperatura y tiempo, de calentamiento para 24 muestras, 2 canastillas metálicas con 24 vasos de reacción de 200 mL de capacidad, cada uno de ellos con un tubo refrigerante que permite la condensación, mediante el enfriamiento por aire, de los vapores generados durante el período de reflujo.

De manera complementaria a lo que es propiamente el equipo para la prueba de DQO, está en un recipiente de PVC que contiene agua para el enfriamiento de los vasos de reacción después de haber puesto las muestras a reflujo.

## **PROCEDIMIENTO**

### **Tratamiento de la muestra:**

- 1.- Centrifugar las muestras por analizar (3,600 r.p.m. a 5°C durante 5 minutos).
- 2.- Poner el recipiente a reflujo.
  - 10 mL de la muestra diluida (con agua destilada) en proporciones 1:50 para muestras concentradas y 5:50 para aquellas provenientes del sistema de tratamiento. En la preparación del blanco (testigo) se utilizaban 10 mL de agua destilada como muestra.
  - 0.2 g de sulfato mercúrico.
  - 5 mL de dicromato de potasio 0.25 N.
- 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, el dicromato restante se valora de la siguiente manera:

- Agregar al recipiente de reflujo 40 mL de agua destilada y dos gotas de ferroin indicador, homogeneizar.
- Titular con sulfato ferroso amoniacal 0.05 N. 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 la siguiente:

$$\text{mg DQO/L} = (a-b) N 8000/\text{mL muestra (f)}$$

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 120 mL para la determinación.

### Normalidad del sulfato ferroso amoniacal (SFA)

En un matraz se colocan:

- 10 mL de dicromato de potasio 0.05 N.
  - 40 mL de agua destilada
  - 10 mL de ácido sulfúrico concentrado (enfriado constantemente)
- Después de enfriar se le agregan 2 gotas de ferroin indicador y se agita.

**Valoración:**

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

$$N = \frac{\text{mL dicromato de potasio } 0.25N \times \text{Normalidad del mismo}}{\text{mL de SFA empleados en la titulación}}$$

$$NSFA = \frac{10 \times 0.25}{\text{mL de SFA empleados}}$$

$$NSFA = \frac{0.25}{\text{mL SFA empleados}}$$

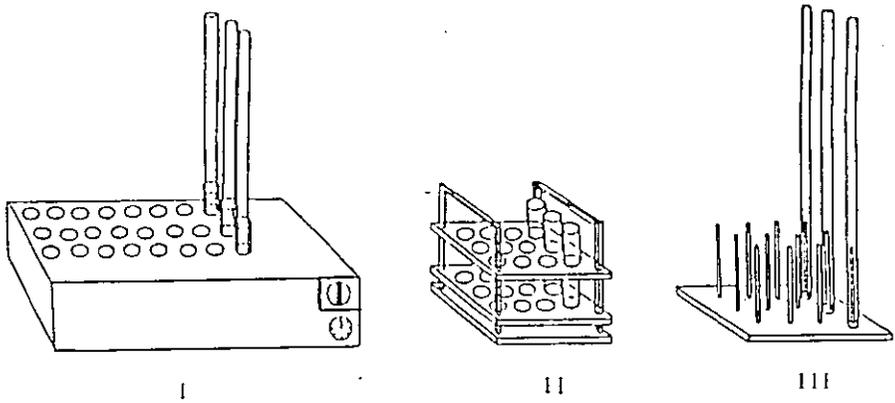


Figura 9 Equipo Behr de 24 unidades para determinación de DQO

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

## **Demanda bioquímica de oxígeno en cinco días (DBO<sub>5</sub>) (APHA, 1992 y manual de operaciones del respirómetro Voith Sapromat B - 6)**

### **Fundamento:**

La prueba de DBO se basa en estimar la cantidad de oxígeno que requieren los microorganismos para efectuar la oxidación de la materia orgánica presente en aguas residuales y naturales. El consumo de oxígeno disuelto, a partir de la respiración microbiana, constituye una medida indirecta en la cantidad de materia orgánica biodegradada y se considera que un miligramo de oxígeno disuelto consumido, equivale a un miligramo de material orgánico biodegradable. 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 5 días de inoculación a 20°C (DBO<sub>5</sub><sup>20</sup> de acuerdo con lo establecido en la APHA, 1992). 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 5 días, el tiempo aproximado para que se realice la biodegradación de aproximadamente 70% (en aguas residuales de origen doméstico) del material orgánico disuelto biodegradable (libre de compuestos tóxicos).

### **Interferencias:**

Interfieren con la determinación de DBO, la acidez o la alcalinidad presentes en el agua, el color 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.

**Nota:** La extrapolación de los resultados de DBO<sub>5</sub> a cuerpos de agua es altamente cuestionable debido a que el ambiente de laboratorio no reproduce las condiciones naturales tales como la temperatura, luz solar, poblaciones biológicas, movimiento del agua y concentración de oxígeno.

No deben compararse resultados de DBO<sub>5</sub> obtenidos bajo circunstancias y procedimientos diferentes.

En la determinación de DBO<sub>5</sub> se utilizó el respirómetro Voith-Sapromat B-6, el cual proporciona los requerimientos especificados por la APHA (1992).

## Equipo:

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

Este modelo, permite la evaluación simultánea de seis diferentes muestras, por un período superior a cinco 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 (figuras 10 y 11).

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

Cada unidad de medición está formada por un vaso de reacción (C) con un captador de CO<sub>2</sub> (3) montado en el tapón un generador de oxígeno (B), y un indicador de presión (A), interconectados con mangueras. El vaso del sistema de medición está sellado, así que las fluctuaciones de la presión del aire (barométricas) no afectan los resultados.

La barra magnética (1) en la muestra (2) por ser analizada, provee de agitación vigorosa continua, resultando así un efectivo intercambio de gases.

La actividad de los microorganismos en la muestra crea un vacío que es registrado por un indicador de presión (4). Este controla tanto el oxígeno generado electrolíticamente como la indicación y la gráfica de los valores medidos (puntos 5,6 y 7).

Cuando el análisis del agua bajo estudio, por determinación de valores de permanganato de potasio (KMnO<sub>4</sub>) o de demanda química de oxígeno (DQO) indica que la DBO<sub>5</sub> puede exceder de 1000 mg O<sub>2</sub>/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 afectar de manera sensible el volumen de agua en tratamiento se emplearon 50 mL por muestra, acondicionándole 200 mL de agua corriente, lo cual da un factor de dilución de cinco.

## 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", 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.

Cabe hacer mención que el resultado obtenido sólo constituye el contenido parcial de material orgánico biodegradable ya que únicamente se dejó interaccionar a los microorganismos con el sustrato durante un período de 5 días a 20°C lo cual permite solamente la degradación del material de más fácil consumo bajo esas condiciones.

### Cálculo del factor de dilución (f):

$$f = \frac{VT}{X}$$

$$f = \frac{250}{50}$$

Donde: VT = volumen total (mL)  
X = volumen de muestra no diluido (mL)

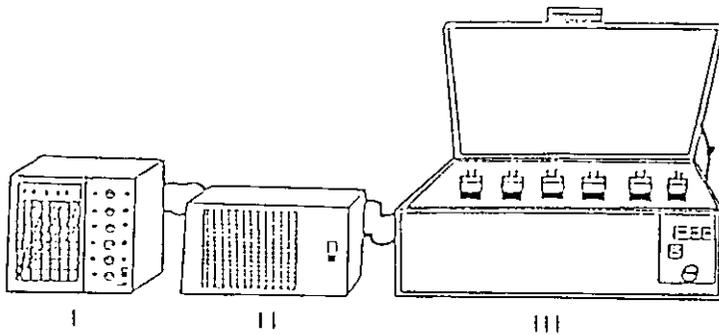


Figura 10. Equipo Voith-Sapromat B6 de seis unidades, para determinación de  $\text{DBO}_5$

- I Graficador de curvas
- II Unidad de enfriamiento
- III Baño de agua con temperatura controlada

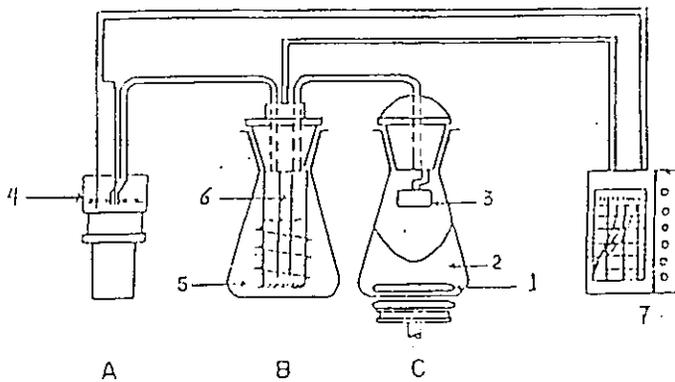


Figura 11. Diagrama de una unidad de medición

A Indicador de presión  
 B Generador de oxígeno  
 C Vaso de reacción

1 barra magnetica  
 2 muestra (250 mL)  
 3 captador de CO<sub>2</sub>  
 4 indicador de presión  
 5 electrolito  
 6 electrodos  
 7 registro (graficador)

## **Oxígeno disuelto.- Método de Winkler (Modificación de Aisterberg)**

Este método establece el procedimiento a seguir para la determinación de oxígeno disuelto en aguas naturales (superficiales y subterráneas) y residuales, por el método de Winkler simple o modificado, así como el procedimiento empleado en el muestreo y preservación del agua por analizar. Este método no es aplicable para muestras que contengan sulfito, tiosulfato, politionato, cantidades apreciables de cloro o hipoclorito; para las muestras con alto contenido de sólidos en suspensión, con contenido de sustancias orgánicas las cuales sean fácilmente oxidadas en una solución altamente alcalina o que se oxidan por el yodo libre en una solución ácida. Asimismo, no es aplicable para muestras coloreadas.

### **Fundamento:**

El método se basa en la oxidación del ion mangánico por el oxígeno disuelto en medio fuertemente alcalino. Posteriormente, al acidificar la solución en presencia de un yoduro, el ion mangánico presente oxida al yoduro y libera yodo en una cantidad equivalente al oxígeno disuelto que existía originalmente en la muestra.

### **Interferencias:**

Antes de aplicar el método, se deben considerar los efectos que en el mismo pueden tener las interferencias de materias oxidantes o reductoras posiblemente presentes en la muestra.

La presencia de ciertas sustancias oxidantes liberan yodo de yoduros (interferencias positivas), y la presencia de ciertas sustancias reductoras, reduce yodo a yoduro (interferencias negativas), ciertas sustancias orgánicas interfieren en este método, evitando el asentamiento del compuesto mangánico precipitando y oscureciendo parcialmente el punto final de la titulación, haciendo difícil el uso del almidón como indicador.

### **Materiales y reactivos:**

- Botellas de vidrio de boca angosta, 300 mL de capacidad con tapón esmerilado.
- Pipetas de 5 y 10 mL, con punta larga graduada en 0.1 mL.
- Material común de laboratorio.

## Reactivos:

Las sustancias y soluciones que a continuación se mencionan, deben ser de grado analítico, a menos que se indique otra cosa. Cuando se especifique el uso de agua, debe entenderse agua destilada.

- Tiosulfato de sodio pentahidratado ( $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ )
- Hidróxido de sodio o hidróxido de potasio ( $\text{NaOH}$  ó  $\text{KOH}$ )
- Cloroformo ( $\text{CHCl}_3$ )
- Yoduro de sodio o yoduro de potasio ( $\text{NaI}$  ó  $\text{KI}$ )
- Yoduro mercúrico ( $\text{HgI}_2$ )
- Ácido sulfúrico concentrado ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )
- Diyodato de hidrógeno y potasio [ $\text{KH}(\text{IO}_3)_2$ ]
- Sulfato manganoso (Monohidratado, dihidratado, tetrahidratado, polihidratado ( $\text{MnSO}_4 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ ))
- Ácido salicílico ( $\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_3$ )
- Nitruro de sodio ( $\text{NaN}_3$ , azida)
- Almidón soluble
- Fluoruro de potasio dihidratado ( $\text{Kf} \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ )

## Soluciones:

### **Solución de sulfato manganoso**

Disolver 480 g de  $\text{MnSO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$  o bien 400 g de  $\text{MnSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  en agua, filtrar y aforar a un litro. Esta solución se debe utilizar siempre cuando no da color con almidón al adicionarle una solución ácida de yoduro de potasio.

### **Solución álcali yoduro-nitruro**

Disolver 500 g de  $\text{NaOH}$  y 136 g de  $\text{NaI}$  o 700 g de  $\text{KOH}$  y 150 g de  $\text{KI}$  en agua, diluir a un litro con agua. A esta solución, agregar 10 g de  $\text{NaN}_3$  disueltos en 40 mL de agua. Esta solución no debe dar color con solución de almidón cuando se diluya y acidifique.

### **Solución de yoduro de potasio**

Disolver 40 g de  $\text{KF} \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  en agua y aforar a 100 mL

### **Solución indicadora de almidón**

Disolver 10 g de almidón en un litro de agua hirviendo, dejar hervir durante 3 ó 4 minutos y dejar reposar durante un mínimo de 12 horas, usar únicamente el líquido sobrenadante.

### **Solución patrón de tiosulfato de sodio, 1.0 N**

Disolver 248.2 g de  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$  en agua recién hervida y enfriada y se afora a un litro. Si se desea preservar la solución debe añadirse 5 mL de cloroformo o 1 g de hidróxido de sodio.

### **Solución valorada de tiosulfato de sodio 0.025 N**

Diluir 25 mL de la solución patrón y aforar a un litro. Un mL de solución valorada de tiosulfato 0.025 N es equivalente a 2 mg de oxígeno disuelto.

### **Procedimiento:**

#### **Método de Winkler (Modificación de Alsterberg)**

En el mismo frasco para oxígeno disuelto en el cual se recolectó la muestra, se procede de la siguiente manera:

- Se agregan 2 mL de sulfato manganoso, 2 mL del reactivo álcali-yoduro-nitruro. Ambas adiciones se deben hacer por debajo de la superficie del líquido.
- Se coloca el tapón con cuidado para evitar burbujas dentro del frasco, se agita varias veces el frasco por inversión, se deja que se sedimente el precipitado hasta aproximadamente dos tercios de la altura del frasco.
- Se destapa cuidadosamente el frasco y se agregan enseguida 2 mL de ácido sulfúrico concentrado, dejando que éste escurra por el cuello del frasco, se tapa nuevamente y se agita hasta que la disolución sea completa.
- Se deja reposar 5 minutos y se toma un volumen de 100 mL, se titula con tiosulfato de sodio 0.025 N, hasta un color amarillo paja.
- Se adicionan de 1 a 2 mL de solución de almidón (da color azul), se continúa la titulación hasta la primera desaparición del color azul, se anotan los mL de tiosulfato gastados.

**Cálculo de resultados:**

La concentración de oxígeno disuelto debe calcularse en la muestra con la siguiente fórmula:

$$\text{mg/L de O}_2 = \frac{a \times N \times 8000}{b}$$

En donde: a = Volumen de tiosulfato gastado, mL  
N = Normalidad del tiosulfato de sodio  
b = Volumen de muestra usado (98.7 mL)

**Nota:** Los 98.7 mL son por el desplazamiento de volumen con la adición de los reactivos.

## APÉNDICE B.- MODELOS CINÉTICOS EMPLEADOS EN REACTORES BIOLÓGICOS ROTATORIOS (RBR'S)

### B.1. Determinación del orden de reacción para el reactor de biocinta

La determinación del orden de reacción de este reactor se basó, en primer lugar, en un balance de materia para el consumo de sustrato. Posteriormente y debido a que no existen trabajos de investigación anteriores, se utilizaron los resultados de la experimentación para determinar a cuál modelo cinético de los mencionados en este capítulo se acercaba más el comportamiento de la biocinta (Henley y Seader, 1990; Treybal, 1991; Smith, 1992).

Se utilizó la expresión general de rapidez de reacción bajo las siguientes consideraciones:

- Operación en régimen estacionario
- Mezclado homogéneo
- Reacción irreversible
- Balance realizado sobre consumo de un reactivo (MOD)
- Temperatura de reacción constante
- Flujo de entrada al reactor ( $Q_e$ ) = flujo de salida del reactor ( $Q_s$ )

Haciendo un balance de materia sobre la MOD (componente i):

#### a) Ecuación de conservación

Velocidad de alimentación de i - velocidad de salida de i  
+ vel. de desaparición de i = vel. de acumulación de i... (a)

como  $Q_s = Q_e = Q$ , la velocidad de acumulación de i = 0

$$Q_e S_i - Q_s S_e - r_i A = 0 \dots (b)$$

$$Q = Q_s = Q_e \dots (c)$$

Combinando las Ecs. (b) y (c):

$$S_i - S_e = r_i (A/Q) \dots (d)$$

de la expresión general de rapidez para las condiciones de operación y desaparición del sustrato:

$$r_i = -dS_e/dt \dots (e)$$

$$r_i = -k_n \cdot S^n \dots (f)$$

Sustituyendo (e) y (f) en (d)

$$(Q/A)(S_i - S_e) = -k_n S_e^n \dots (g)$$

La Ec.(g) depende del orden de reacción del reactor de biocinta, por lo que para determinarlo se realizó lo siguiente:

$$dS_e/dt = -k_n S_e^n \dots (h)$$

$$dS_e/S_e^n = -k_n dt \dots (i)$$

integrando la Ec.(i) entre los límites de  $S_i$  para  $t=0$ , y  $S_e$  para  $t=t$  se obtiene la expresión general:

$$\int_{S_i}^{S_e} dS_e/S_e^n = -k_n \int_0^t dt \dots (j)$$

De acuerdo a los trabajos previos realizados en RBR's, es de esperarse que para la operación del reactor en estado estacionario, el orden de reacción para el sustrato empleado sea de uno; para corroborarlo, se integra la Ec.(j) para diferentes valores de  $n$ , reportándose las ecuaciones y resultados de análisis numérico para valores de  $n=0, 1$  y  $2$  respectivamente.

1) Para  $n=0$

$$S_e = S_i - k_o t \dots (k)$$

$$S_e/dt = -k_o \dots (l)$$

2) Para  $n=1$

$$\ln(S_e) = \ln(S_i) - k_1 t \dots (m)$$

$$dS_e/dt = -k_1 S_e \dots (n)$$

3) Para  $n=2$

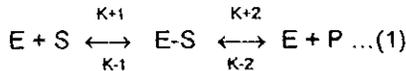
$$1/S_e = 1/S_i - k_2 t \dots (o)$$

$$dS_e/dt = -k_2 S_e^2 \dots (p)$$

- donde  $S_i$  = concentración de sustrato en el influente, DQO (medida como mg/L)
- $S_e$  = concentración de sustrato en el efluente, DQO (medida como mg/L)
- $Q_e$  = flujo volumétrico de entrada al reactor
- $Q_s$  = flujo volumétrico de salida del reactor
- $k_n$  = constante de reacción del orden  $n$
- $n$  = orden de reacción
- $A$  = área de transferencia de la biocinta

**B.2. Cinética de reacción según modelo de Michaelis y Menten**

Michaelis y Menten formularon un modelo simplificado para representar el consumo de sustrato, suponiendo que las moléculas de estos se combinan de manera reversible con una enzima  $E$  para formar un complejo,  $E-S$ , que se descompone de manera reversible para formar el producto,  $P$ , y regenerar la enzima según la reacción siguiente (Laidler, 1958 en Atkinson, 1986):



en donde  $k_{+1}$  hasta  $k_{-2}$ , son las constantes de rapidez para las reacciones de formación o descomposición del complejo.

Para una reacción discontinua, un balance de materia para el sustrato y el complejo toma la forma siguiente:

$$dS/dt = -k_{+1} S.E. + k_{-1} E-S. \dots (2)$$

donde  $dS/dt$  = velocidad de la reacción para acomplejar el sustrato y la enzima y

$$d E-S/dt = k_{+1} S E - (k_{-1} + k_{+2})E-S + k_{-2} E P \dots (3)$$

donde  $d E-S/dt$  = cambio neto de la concentración del complejo  $E-S$  con respecto al tiempo.

En la expresión anterior S, E, E-S y P representan las concentraciones de las especies respectivas. Puestos que en las expresiones existen cuatro variables, es necesario incluir dos ecuaciones adicionales para determinar el sistema. Estas se obtienen a partir de las ecuaciones de conservación para el sustrato y la enzima originales:

$$E^0 = E + E-S \quad (4)$$

$$S^0 = S + P + E-S \quad (5)$$

Con el objeto de simplificar este sistema de ecuaciones no lineales, se supone que la reacción ocurre bajo condiciones de equilibrio para la concentración del complejo. Igualando la ecuación (3) a cero tenemos:

$$E-S = (k_{+1} S E + k_{-2} E P) / (k_{-1} + k_{+2}) \quad (6)$$

En la mayoría de los casos se tienen condiciones en las cuales  $S^0 \gg E-S$ , entonces la Ec. (5) se simplifica a  $S^0 = S + P$ . Sustituyendo la Ec. (5) y la Ec. (6) en la Ec. (2) se tiene:

$$dS/dt = [(V_m/K_m) + (V_p/K_p)]S - (V_p/K_p)S^0 / 1 + [1/K_m - 1/K_p]S + S^0/K_p \quad (7)$$

en donde:

$$V_m = k_{+2}E^0$$

$$V_p = k_{-1}E^0$$

$$K_m = (k_{-1} + k_{+2})/k_{+1}$$

$$K_p = (k_{-1} + k_{+2})/k_{-2}$$

Para el caso particular en el que  $k_{-2}=0$ , la Ec. (7) toma la forma simplificada:

$$-dS/dr = dP/dt = V_m S / (K_m + S) \quad (8)$$

La ecuación anterior es conocida como la relación de Michaelis y Menten y el término  $K_m$  es conocido como la constante de Michaelis-Menten o de saturación del sustrato (Sundstrom y Klei, 1979).

### B.3. Modelo propuesto por Monod

A principios de los años cuarentas, al investigar Monod sobre los mecanismos de crecimiento microbiológico, encontró que la rapidez de crecimiento específico de microorganismos,  $\mu$ , dependía de la concentración de sustrato, S, sólo a bajas concentraciones de éste y al trazar la gráfica de  $\mu$  contra S, observó que el comportamiento de las curvas regula siempre una misma tendencia y notó que estas curvas podían ser descritas por la ecuación de una hipérbola rectangular (Monod, 1949).

Una curva de este tipo podía utilizarse para describir los datos obtenidos en estudios de adsorción (ecuación de Langmuir) y en estudios del efecto de la concentración de sustrato en la actividad enzimática (relación de Michaelis-Menten). La relación hallada empíricamente por Monod es la siguiente:

$$\left(\frac{dx}{dT}\right) \frac{1}{x} = \mu = \mu_m \frac{S}{(K_s+S)} \dots(9)$$

La Ec. (9) es conocida como la expresión de Monod para la síntesis biológica. (Gaudy y Gaudy, 1980; Monod, 1949)

La expresión de Monod puede ser deducida a partir de la expresión de Michaelis-Menten; puesto que la fuente de enzimas en las reacciones biológicas son las propias bacterias,  $V_m$  puede ser reemplazada por:

$$V_m = \mu_m X \dots (10)$$

Puesto que  $S^0$  y E-S se suponen constantes en la Ec. (5), se tiene que  $-dS/dt = dP/dt$ . Si suponemos que el producto P es la nueva biomasa, entonces  $P=X$  y la Ec. (8) toma la forma siguiente:

$$dX/dt = \mu_m X S/(K_m+S) \dots(11)$$

Las constantes de la Ec. (11) pueden dar interpretaciones físicas basadas en el modelo de Michaelis-Menten. Cuando  $S \gg K_m$  la cinética de la reacción es de primer orden con respecto a la concentración de biomasa e independiente de la concentración de sustrato. Físicamente esto es entendible puesto que la superficie de las bacterias se encuentra completamente saturada con sustrato y todas las enzimas interiores se encuentran en estado complejado. Para esta condición, la velocidad de la síntesis biológica toma un valor máximo. Cuando  $S=K_m$  la velocidad de reacción toma el valor de un medio de su valor máximo. Cuando  $S \ll K_m$  la cinética de la reacción es de primer orden con respecto tanto a la concentración de sustrato como de biomasa, o de segundo orden global.

#### B.4. Modelo propuesto por Kornegay y Andrews

El modelo planteado por Kornegay y Andrews (1968), se basa en el planteamiento del balance de materia para un reactor continuo de tanque agitado ideal con la película biológica activa fija en un elemento móvil, basado en las siguientes suposiciones:

- En la fase líquida se lleva a cabo un mezclado perfecto.
- La utilización de sustrato debida a partes del sistema que no sea película biológica activa fija, es pequeña y puede ser despreciada.
- La remoción es descrita matemáticamente por una función de saturación que incorpora los efectos de velocidad de difusión y de crecimiento de la película microbiana (relación de Monod)

Donde: Q = flujo volumétrico

Si = concentración de sustrato en el influente

Se = concentración de sustrato en el licor mezclado y en el influente.

La masa de la película responsable de la utilización de sustrato es igual al producto del área superficial, A; la concentración de microorganismos en la película biológica, X y el espesor de la película biológica activa,  $\delta$ .

Planteando un balance de materia para el sustrato a través del reactor continuo de tanque agitado, se tiene:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} = \text{Salida}$$

$$Q S_i - dS/dt V = Q S_e \dots(12)$$

donde V = volumen del tanque.

Relacionando el consumo de sustrato con la producción de microorganismos se tiene:

$$dS/dt V = - 1/Y dX/dt A \delta \dots(13)$$

De acuerdo a la relación de Monod

$$dX/dt = \mu_m X S_e / (K_s + S_e) \dots(14)$$

Sustituyendo la Ec. (13) y la Ec.(14) en la Ec.(12)

$$Q S_i + \mu_m X S_e A \delta / [Y (K_s + S_e)] = Q S_e \dots(15)$$

$$Q (S_i - S_e) = \mu_m A X \delta [S_e / (K_s + S_e)] / Y \dots(16)$$

La Ec. (16) puede rearrreglarse con el objeto tanto de probar si el modelo se ajusta a los datos experimentales, como para obtener los parámetros cinéticos  $m$  y  $K_s$ , de la siguiente manera:

$$A X \delta / [Q Y (S_i - S_e)] = (K_s / \mu m) (1/S_e) + 1/\mu m \dots (17)$$

$A$ ,  $X$ ,  $\delta$ ,  $Q$ ,  $Y$ ,  $S_i$  y  $S_e$  se obtienen experimentalmente. Si al tabular  $A X \delta / [Q Y (S_i - S_e)]$  contra  $1/S_e$  se obtiene una línea recta, entonces la ordenada al origen de ésta corresponderá al valor de  $1/\mu m$  y la pendiente, al valor de  $K_s/\mu m$ .

### B.5, Modelo de Kornegay

En una publicación posterior, Kornegay (1975) se añadió al modelo original un término de remoción de sustrato debido a los microorganismos encontrados como biomasa en suspensión.

La ecuación que se obtiene del planteamiento del balance de materia considerando un reactor continuo de tanque agitado ideal es el siguiente:

$$Q S_i - [(dS/dt)_a V_a + (dS/dt)_s V_l] = Q S_e \dots (18)$$

donde  $S$  = concentración del sustrato

$s$  = relativo a la biomasa suspendida

$t$  = tiempo

$i$  = relativo al influente

$a$  = relativo a la biomasa adherida a los discos

$V$  = volumen

$l$  = relativo al líquido en el tanque

$e$  = relativo al effluente

$Q$  = flujo volumétrico del agua en tratamiento

Los coeficientes de rendimiento para la biomasa adherida y para la biomasa suspendida se expresan respectivamente de la siguiente manera:

$$Y_a = (dX/dt)_a / (dS/dt)_a \dots (19)$$

$$Y_s = (dX/dt)_s / (dS/dt)_s \dots (20)$$

donde  $X$  = concentración de biomasa

$Y$  = coeficiente teórico de rendimiento

Las expresiones de crecimiento específico para la biomasa adherida y en suspensión, de acuerdo a la relación de Monod, son las siguientes:

$$\mu_a = (dX/dt)_a / X_a = \mu_{m_a} S_e / (K_{s_a} + S_e) \dots (21)$$

$$\mu_s = (dX/dt)_s / X_s = \mu_{m_s} S_e / (K_{s_s} + S_e) \dots (22)$$

De tal manera, las expresiones de consumo de sustrato pueden expresarse:

$$(dS/dt)_a = \mu_{m_a} X_a S_e / [Y_a (K_{s_a} + S_e)] \dots (23)$$

$$(dS/dt)_s = \mu_{m_s} X_s S_e / [Y_s (K_{s_s} + S_e)] \dots (24)$$

Sustituyendo las Ecs. (23) y (24) en la Ec. (18) y calculando el volumen de biomasa adherida para un RBR de N discos sumergidos parcialmente como

$$V_a = 2 N \pi \delta (R^2 - r^2) \dots (25)$$

Donde  $\delta$  = espesor activo de la película en condiciones de régimen permanente.

R = radio de los discos

r = radio de la parte no sumergida de los discos se tendrá:

$$Q S_i - \frac{2 N \pi \delta (R^2 - r^2) X_a \mu_{m_s} S_e}{Y_a (K_{s_a} + S_e)} + \frac{X_s V_l \mu_{m_s} S_e}{Y_s (K_{s_s} + S_e)} = Q S_c$$

Haciendo la suposición de que los parámetros cinéticos y el coeficiente de rendimiento para ambos tipos de biomasa son iguales tenemos que:

$$Q S_i - (2 N \pi \delta (R^2 - r^2) X_a + X_s V_l) \mu_m S_e / Y (K_s + S_e) = Q S_e \dots (26)$$

que, reorganizando con objeto de probar si la ecuación representa a los resultados experimentales y hallar los parámetros cinéticos  $\mu_m$  y  $K_s$ , queda

$$(2 N \pi \delta (R^2 - r^2) X_a + X_s V_l) / Q Y (S_i - S_e) = (K_s / S_e \mu_m) + 1 / \mu_m \dots (27)$$

o bien

$$\theta [2 N \pi \delta (R^2 - r^2) X_a / V_l + X_s] / Y (S_i - S_e) = (K_s / S_e \mu_m) + 1 / \mu_m \dots (28)$$

donde  $\theta = V_l / Q$ , tiempo de residencia hidráulica

Se, Si, Q, Xa, Xs, Vi, N, R y r se obtienen en forma experimental. Si al trazar la gráfica del lado izquierdo de la Ec.(28) contra 1/Se se obtiene una línea recta, entonces la ordenada al origen de ésta corresponderá al valor de  $1/\mu$  m y la pendiente corresponderá al valor de  $K_s/\mu m$ .

### B.6.- Modelo propuesto por Schroeder

El modelo propuesto por Schroeder (1977) se basa en el planteamiento del balance de materia para un reactor biológico rotatorio basado en las siguientes suposiciones:

- Existe una concentración de sustrato homogénea en la sección transversal de la unidad y varía a lo largo de ésta.
- El flux de materia orgánica del agua en tratamiento hacia la película biológica activa fija en los discos (dirección Z) puede expresarse mediante la siguiente ecuación:

$$N_z = f \delta K_o S^2 / (K_s + S) \dots (29)$$

donde  $N_z$  = flux másico en la dirección Z en un punto determinado

$f$  = factor de proporcionalidad

$\delta$  = espesor activo de la película biológica

$K_o$  = constante de velocidad de remoción

$S$  = concentración de sustrato en la solución dentro del reactor en el punto considerado.

$K_s$  = constante de saturación

Entonces la velocidad de remoción de materia por cada disco puede expresarse como:

$$M_z = f \delta K_o A S^2 / (K_s + S) \dots (30)$$

donde:  $M_z$  = masa de materia orgánica removida por una cara de un disco.

$A$  = área sumergida de una cara de un disco

La suposición de que existe una concentración homogénea en la sección transversal de la unidad implica que el sistema puede considerarse análogo a un reactor de flujo pistón. De ser así, el balance de materia es:

$$V dS/dt = - Mz...(31)$$

donde V = volumen de líquido que provee, por difusión, materia orgánica a una cara de un disco

Combinando las Ecs. (29) y (30) se llega a la siguiente expresión:

$$V dS/dt = - f\delta KoAS^2/(Ks+S)...(32)$$

La Ec.(30) puede ser integrada entre los límites Si y Se de la siguiente forma:

$$\int_{Si}^{Se} (Ks+S)/S^2 dS = - f\delta KoAV \int_0^{\theta} dt...(33)$$

$$\int_{Si}^{Se} Ks/S^2 dS + \int_{Si}^{Se} dS/S = - f\delta KoAV \int_0^{\theta} dt... (34)$$

$$-Ks/S \Big|_{Si}^{Se} + \ln S \Big|_{Si}^{Se} = -f\delta KoA\theta / V...(35)$$

$$-Ks(1/Se-1/Si) + \ln(Se/Si) = - f \delta Ko A \theta / V ... (36)$$

$$Ks(1/Se-1/Si) + \ln(Si-Se) = f \delta Ko A \theta / V...(37)$$

$$Ks(1/Se-1/Si) + \ln(Si/Se) = P \theta...(38)$$

donde  $\theta$  = tiempo de residencia hidráulica del RBR

$$P = -f \delta Ko AV$$

La Ec. (38) puede manejarse en forma lineal con objeto de probar si el modelo se ajusta con los datos experimentales y de ser así, obtener los parámetros de calibración P y Ks:

$$(1/Se-1/Si)/(\ln(Si/Se))=(P \theta/(Ks \ln(Si/Se))) - 1/Ks...(39)$$

Si, Se y  $\theta$  son medidos experimentalmente. Si al trazar la gráfica de la variable  $(1/Se- 1/Si)/(\ln(Si/Se))$  contra  $\theta/(\ln(Si/Se))$  se obtiene una línea recta, la pendiente de ésta será igual a P/Ks y la ordenada al origen corresponderá al valor de  $-1/Ks$ .

## B.7.- Modelo propuesto por Stover y Kincannon

El modelo propuesto por Stover y Kincannon (1982), se basa en los resultados experimentales del tratamiento de diferentes tipos de aguas residuales, en donde estudiaron el efecto de la concentración del influente sobre la cantidad del sustrato removida.

La expresión, que reportan como la que mejor se ajusta a los resultados de los experimentos que realizaron, es una función de tipo hiperbólico similar a la expresión de Monod y es la siguiente:

$$L_r = L_{rmax} L_o / (K_s + L_o) \dots (40)$$

donde  $L_o$  = carga orgánica aplicada  
 $L_r$  = carga orgánica removida  
 $L_r \text{ max}$  = carga orgánica máxima removida  
 $K_s$  = constante de saturación

La Ec. (40) puede reorganizarse con el objeto de que, en caso de que la ecuación represente a los resultados experimentales, puedan obtenerse los parámetros cinéticos  $K_s$  y  $L_{rmax}$  de la siguiente forma:

$$1/L_r = (K_s/L_{rmax})(1/L_o) + 1/L_{rmax} \dots (41)$$

$L_r$  y  $L_o$  se calculan con base en los resultados experimentales mediante las siguientes expresiones:

$$L_r = Q(S_i - S_e)/A \dots (42)$$

$$L_o = Q S_i/A \dots (43)$$

donde  $S_i$  = concentración de sustrato en el influente  
 $S_e$  = concentración de sustrato en el efluente  
 $Q$  = flujo volumétrico  
 $A$  = área total de biodiscos

Existen varios modelos más, tales como los desarrollados por Poepel (1964) y Opatken (1982); el primero basado en una cinética de consumo de sustrato de orden de 0.5 con respecto al sustrato y deducido de la experimentación de siete unidades de RBR. El segundo modelo se basa en los datos experimentales de varios investigadores que realizaron balances de materia para una etapa de un RBR.