

201
27

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



MODELO CINETICO PARA UN REACTOR BIOLÓGICO ROTATORIO USADO EN EL TRATAMIENTO AERÓBICO DE EFLUENTES



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

TESIS MANCOMUNADA
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO QUÍMICO
PRESENTA N
CARLOS ARTURO ESCARCEGA PLIEGO
RICARDO PULIDO PEREZ
MEXICO, D. F. 1986



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

RESUMEN

1. GENERALIDADES SOBRE TRATAMIENTO BIOLÓGICO EN SISTEMAS DE PELÍCULA BIOLÓGICA ACTIVA	... (1)
1.1 Introducción	... (1)
1.2 Película biológica activa	... (14)
1.3 Sistemas de medio de soporte estacionario	... (19)
Percoladores/ Filtros de super alta velocidad ("Roughing Filters")/ Biofiltros activados/ Sistemas sumergidos/ Filtros sumergidos/ Columnas sumergidas con empaque de alta porosidad/ Columnas sumergidas con empaque fino de baja porosidad/ Filtros anaerobios.	
1.4 Sistemas de medio de soporte en movimiento	... (37)
Sistemas de lecho fluidizado/ Reactores biológicos rotatorios (RBR)	
2. MODELOS MATEMÁTICOS	... (58)
2.1 Generalidades	... (58)
Mecanismo de las reacciones biológicas/ Etapas de un cultivo microbiano discontinuo	
2.2 Cinética de las reacciones biológicas	... (63)
Modelo de Michaelis y Menten/ Modelo de Monod/ Relación entre el consumo de sustrato y el crecimiento microbiano	
2.3 Algunos modelos matemáticos de la degradación de sustrato en sistemas de película biológica activa	... (68)
Localización del reactor biológico dentro de la	

clasificación de reactores/ Modelo general de Kornegay y Andrews/ Modelo de Kornegay para un RBR/ Modelo de Schroeder/ Modelo de Poepel/ Modelo de Stover y Kincannon/ Modelo de Opatken/ Modelo de Hansford et al

3. EXPERIMENTACION EN DOS REACTORES BIOLOGICOS ROTATORIOS DE 50 L Y 248 L ... (95)

3.1 Agua de desecho tratada en los reactores ... (95)

3.2 Características físicas de los reactores ... (101)

Reactor RBR-250/ Reactor RBR-50

3.3 Diseño experimental ... (108)

3.4 Arranque y operación de los reactores ... (110)

Reactor RBR-250 (efecto de la velocidad rotacional, carga orgánica y tiempo de residencia)/ Reactor RBR-50

3.5 Métodos y materiales ... (120)

3.6 Resultados experimentales ... (124)

Resultados experimentales del reactor RBR-250/ Resultados experimentales del reactor RBR-50

4. CORRELACION DE LOS MODELOS MATEMATICOS CON LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES ... (130)

4.1 Correlación de los modelos matemáticos con los resultados experimentales obtenidos en el reactor de 248 l, RBR-250 ... (131)

Modelo general de Kornegay y Andrews/ Modelo de Kornegay para un RBR/ Modelo de Schroeder/ Modelo de

Poepel/ Modelo de Stover y Kincannon/ Modelo de Opatken/ Modelo de Hansford et al	
4.2 Correlación de los modelos matemáticos con los resultados experimentales obtenidos en el reactor de 50 l, RBR-50	...(144)
Modelo de Kornegay para un RBR/ Modelo de Schroeder/ Modelo de Poepel/ Modelo de Stover y Kincannon/ Modelo de Opatken/ Modelo de Hansford et al	
5.DISCUSION DE RESULTADOS	...(161)
6.CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	...(163)
7 .REFERENCIAS	...(166)
APENDICE I : Glosario de términos	...(175)
APENDICE II : Métodos de análisis	...(181)
APENDICE III : Análisis bromatológicos de las muestras de biomasa sometidas a 3 diferentes métodos de secado/ Contenido de aminoácidos en muestras de biomasa sometidas a 3 diferentes métodos de secado/ Observaciones al microscopio	...(189)
APENDICE IV : Efecto de la variación de k_1 (modelo de Hansford et al)/ Efecto de la variación de δb (modelo de Hansford et al)/ Efecto de la variación de δl (modelo de Hansford et al)	...(193)

RESUMEN

Actualmente la humanidad vive preocupada en tratar de mantener su forma de vida, basada en industrias que en su gran mayoría generan efluentes contaminantes, pero con el menor daño posible sobre los ecosistemas a corto, mediano y largo plazo, ya que existe una sola verdad: " EL ECOSISTEMA PUEDE SOBREVIVIR SIN LA ESPECIE HUMANA, PERO NO LA ESPECIE HUMANA SIN EL ECOSISTEMA". Esta realidad ha provocado una mayor investigación en el manejo, tratamiento, disposición y aprovechamiento de efluentes contaminantes de la manera más redituable posible.

Especial atención han recibido los efluentes líquidos contaminados con materia orgánica biodegradable provenientes de las industrias alimentarias que procesan materiales biológicos vegetales y animales y que, por tener una composición química similar a la del alimento que se procesa, permite la recirculación directa de estos "desechos" hacia la economía humana, siendo entonces una nueva materia prima para otros procesos, como es el de la obtención de proteína unicelular.

Este es el caso del nejayote, efluente líquido generado durante la nixtamalización del maíz (cocción alcalina y lavado), proceso cuyo propósito es el obtener granos de maíz de fácil molienda para la preparación de masa para tortillas o harina de maíz.

Los objetivos perseguidos en la realización del presente estudio son el de comparar el comportamiento observado experimentalmente en dos reactores biológicos rotatorios (RBR), de

50 l y 248 l de volumen de trabajo, con el comportamiento predicho por varios de los modelos matemáticos existentes para reactores de este tipo; así como el obtener información acerca de la operación de ambos reactores, en especial el de 248 l.

La información anterior será un gran apoyo en la posible realización del diseño de un RBR, para efectuar, a mayor escala el tratamiento biológico de los efluentes de la industria alimentaria del maíz.

Para el reactor de 250 l de volumen de trabajo, RBR-250, el modelo matemático que mejor representa el comportamiento del reactor es el de Schroeder que se basa en el planteamiento de balance de materia para un reactor de tipo tubular flujo pistón.

Para el reactor de 50 l de volumen de trabajo, RBR-50, el modelo matemático que mejor representa el comportamiento del reactor es el de Stover y Kincannon, cuya expresión de cinética se basa en los resultados experimentales del tratamiento de diferentes tipos de aguas residuales a diferentes cargas orgánicas y supone a cada etapa del reactor como un reactor continuo de tanque agitado ideal.

No se encontró un modelo matemático común a los dos reactores lo que hace pensar que en este tipo de equipos no es posible efectuar un escalamiento de manera confiable en el tratamiento de este efluente.

En este tipo de sistemas deben mantenerse condiciones aerobias mediante una adecuada relación área/volumen y la suficiente velocidad rotacional de los trenes de discos para una

eficiente aeración del sistema y para evitar acumulación de biomasa en los fondos de las etapas de los reactores.

Si la biomasa microbiana producida en estos sistemas resulta ser de utilidad como complemento alimenticio en piensos, ésta debe de separarse del agua tratada y ser secada por aspersión en forma continua para evitar su contaminación.

1. GENERALIDADES SOBRE TRATAMIENTO BIOLÓGICO EN SISTEMAS DE PELÍCULA BIOLÓGICA ACTIVA

1.1 Introducción

Desde tiempos inmemorables la humanidad tuvo la idea de que todo recurso o sistema naturales eran inagotables e imperturbables. De hecho, esto fue cierto hasta que el abuso por el hombre sobre todo recurso y ecosistema rompió con el equilibrio natural y la humanidad empezó a sufrir en carne propia tan errónea concepción de lo eterno.

Errores de este tipo han sido cada vez más costosos, causando muchas veces daños irreparables sobre los ecosistemas y a la larga sobre el hombre mismo, haciendo largo y doloroso el aprendizaje para la especie humana de que el ecosistema puede sobrevivir sin ella pero no lo contrario.

Esto ha sido un aliciente para la humanidad, por lo que en este siglo, para tratar de mantener su modo de vida de la manera más eficiente y en mayor armonía con la naturaleza, se ha dado a la tarea de buscar la solución a todos los problemas que acarrea ese modo de vivir.

Uno de los problemas más agudos con que actualmente se enfrenta el hombre es el de la contaminación del medio vital de nuestro planeta, el agua. Esta contaminación es generada por efluentes (efluente, del latín *fluere*, líquidos o gases que fluyen hacia afuera), tanto de la industria como de la comunidad. Un efluente es contaminante cuando sus efectos sobre las fuentes acuíferas (ríos, lagos, etc.) son lo sufi-

1. GENERALIDADES SOBRE TRATAMIENTO BIOLÓGICO EN SISTEMAS DE PELÍCULA BIOLÓGICA ACTIVA

1.1 Introducción

Desde tiempos inmemorables la humanidad tuvo la idea de que todo recurso o sistema naturales eran inagotables e imperturbables. De hecho, esto fue cierto hasta que el abuso por el hombre sobre todo recurso y ecosistema rompió con el equilibrio natural y la humanidad empezó a sufrir en carne propia tan errónea concepción de lo eterno.

Errores de este tipo han sido cada vez más costosos, causando muchas veces daños irreparables sobre los ecosistemas y a la larga sobre el hombre mismo, haciendo largo y doloroso el aprendizaje para la especie humana de que el ecosistema puede sobrevivir sin ella pero no lo contrario.

Esto ha sido un aliciente para la humanidad, por lo que en este siglo, para tratar de mantener su modo de vida de la manera más eficiente y en mayor armonía con la naturaleza, se ha dado a la tarea de buscar la solución a todos los problemas que acarrea ese modo de vivir.

Uno de los problemas más agudos con que actualmente se enfrenta el hombre es el de la contaminación del medio vital de nuestro planeta, el agua. Esta contaminación es generada por efluentes (efluente, del latín *fluere*, líquidos o gases que fluyen hacia afuera), tanto de la industria como de la comunidad. Un efluente es contaminante cuando sus efectos sobre las fuentes acuíferas (ríos, lagos, etc.) son lo sufi-

cientemente grandes, para considerarlas inaceptables para cualquier uso. Entre los diferentes usos del agua están los de escala doméstica (bebida, limpieza, riego, etc.), los naturales (base para la vida de flora y fauna acuáticas), los recreacionales (natación, remo, etc.) y los industriales (medio de enfriamiento o calentamiento, limpieza, materia prima, etc.). Las fuentes acuíferas pueden asimilar cierta cantidad de desechos antes de alcanzar el llamado "estado contaminado", por tanto, para que una fuente esté contaminada, debe tener en exceso materiales que pueden convertirse en agentes contaminantes, como son:

- Sales inorgánicas
- Materia orgánica
- Agua caliente
- Colorantes
- Microorganismos
- Agentes tensoactivos
- Ácidos y/o álcalis
- Sólidos en suspensión
- Sólidos y líquidos flotantes
- Compuestos químicos tóxicos
- Materiales radioactivos

En la presente tesis se trabajó con un tipo específico de efluentes líquidos contaminados con materia orgánica, cuyos efectos son los siguientes:

La materia orgánica, al ser biooxidada por las bacterias presentes en las fuentes acuíferas, acaba con las reservas de

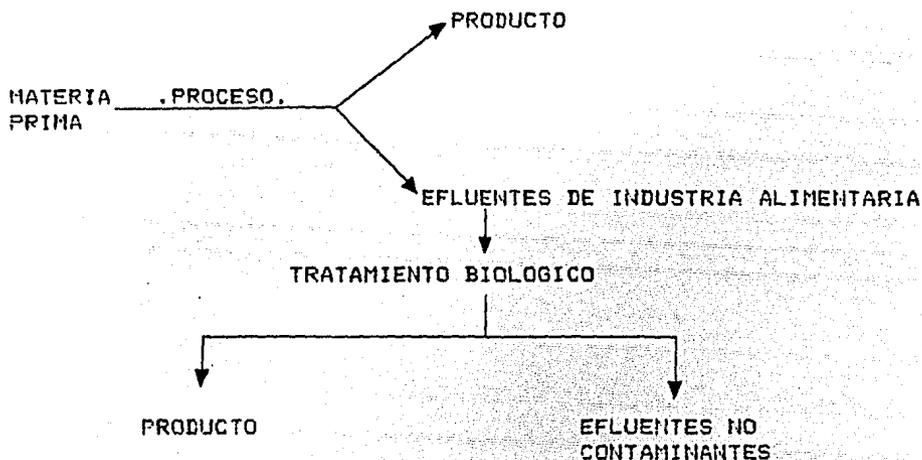
oxígeno de éstas y las convierte en anaerobias, generándose entonces sabores y olores desagradables, así como condiciones insalubres en general. El nivel de oxígeno disuelto presente en ríos, lagos, mares, etc., combinado con otros factores, determina la vida o muerte de la flora y fauna acuáticas. El intervalo crítico de oxígeno disuelto, generalmente aceptado para la supervivencia de peces es de 3 a 4 ppm (mg O₂ / l), existiendo excepciones como son las truchas, que requieren un mínimo de 5 ppm de oxígeno en solución, o las carpas que logran sobrevivir en aguas con 1 ppm de oxígeno disuelto. Por ello, entre las características más importantes a determinar en un efluente líquido contaminado con materia orgánica, se encuentra la demanda bioquímica de oxígeno en cinco días, DBO₅. La demanda bioquímica de oxígeno se debe principalmente a la materia orgánica presente, tanto disuelta como en forma coloidal, y que se define como la cantidad de oxígeno necesaria para biooxidar la materia orgánica presente en aguas residuales.

Un aumento de la carga de DBO₅, causada por un aumento en los desechos orgánicos, requiere una mayor actividad bacteriana y una mayor cantidad de oxígeno. Por esta razón, el hombre ha empleado este sistema natural de asimilación de la materia orgánica por medio de microorganismos, haciéndolo más eficiente. A estos sistemas artificiales se les conoce como plantas de tratamiento biológico de aguas residuales. En ellas, los microorganismos que purifican los efluentes líquidos, se encuentran en unidades o reactores de tratamiento. La oxidabilidad de la materia orgánica es determinada por métodos respi-

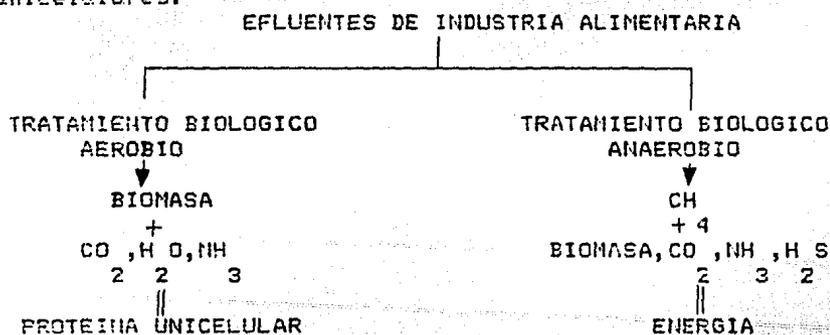
rométricos, usando microorganismos específicos. Se han empleado diferentes parámetros para caracterizar a las aguas residuales o de desecho. Entre estos está la DBO₅, ya definida; la demanda química de oxígeno, DQO, que es una medida del contenido de materia orgánica total, sea o no biodegradable; el contenido de carbono orgánico total, COT, que da la cantidad de carbono orgánico total presente en la muestra; el carbono total, CT, que es una medida del contenido de carbono orgánico (COT) e inorgánico (CIT) en las aguas residuales; oxígeno disuelto, OD, que es una medida del oxígeno molecular disuelto en las aguas; acidez o basicidad, pH; turbiedad, que sirve para conocer la apariencia del agua residual; sólidos en suspensión; sólidos disueltos; sólidos totales; conductividad; temperatura; color; cloro; fosfatos; nitratos; nitritos; nitrógeno Kjeldahl; nitrógeno amoniacal; alcalinidad; metales pesados; aceites y grasas; cianuros; sulfatos; sulfitos; gases disueltos como son H₂S y CH₄; análisis microbiológico; etc.

Los principales efluentes líquidos contaminados con materia orgánica altamente biodegradable, son los de origen doméstico, los de la industria alimentaria para consumo humano y animal y, en general, los de industrias que procesan materiales biológicos vegetales y animales. A los desechos líquidos de la industria alimentaria, a diferencia de los generados por la industria química, petroquímica y otras similares, les faltan muchas de las características típicas nocivas, como pueden ser la presencia de metales pesados u otros elementos dañinos para la vida. La materia orgánica que contienen estos efluentes,

proviene en gran parte de los jugos liberados de las células por daños mecánicos, siendo, por ende, de composición química similar a la del alimento que se procesa. Esto permite la recirculación directa de estos "desechos" hacia la economía humana, siendo entonces una nueva materia prima para otro proceso:



A partir del tratamiento biológico existen dos tipos principales de productos obtenibles, que son energía y proteína unicelulares:



Para situar los tratamientos biológicos y en específico, los de película biológica activa, que en forma natural se lleva a

Los procesos biológicos unitarios efectúan la remoción de los contaminantes mediante la actividad biológica. Los tratamientos biológicos se utilizan principalmente para remover del agua materia orgánica biodegradable en solución, o en estado coloidal. Estos contaminantes son convertidos a gases y tejido biológico celular, que es factible de separarse por sedimentación del agua tratada. (19)

Los procesos biológicos unitarios pueden clasificarse en 4 grandes grupos que son:

- * 1. Procesos aerobios
- * 2. Procesos anaerobios
- * 3. Procesos anóxicos
- * 4. Procesos aerobios-anóxicos o anaerobios-anóxicos

1. Procesos aerobios:

En los procesos aerobios, intervienen microorganismos que requieren de la presencia de oxígeno molecular libre en solución para su subsistencia y son llamados microorganismos aerobios obligados. También existen microorganismos facultativos que pueden subsistir en ausencia de oxígeno molecular libre en solución.

2. Procesos anaerobios:

En los procesos anaerobios, intervienen microorganismos que requieren la ausencia de oxígeno molecular en solución para su subsistencia y son llamados anaerobios obligados. También existen microorganismos facultativos que pueden subsistir en presencia o ausencia de oxígeno molecular libre en solución.

3. Procesos anóxicos:

En los procesos anóxicos intervienen microorganismos que no

requieren de oxígeno molecular libre en solución, ya que las necesidades de oxígeno para su subsistencia, las obtienen de compuestos inorgánicos aceptores de electrones como son los nitritos y nitratos.

4. Procesos aerobios-anóxicos o anaerobios-anóxicos:

En los procesos aerobios - anóxicos o anaerobios -anóxicos, intervienen tanto microorganismos aerobios obligados o facultativos y anóxicos, o anaerobios obligados o facultativos y anóxicos.

Por otro lado, esos procesos individuales pueden a su vez implementarse con los siguientes sistemas:

- * A. Sistemas de microorganismos en suspensión
- * B. Sistemas de microorganismos fijos en una película
- * C. Sistemas combinados de película fija y crecimiento en suspensión

A. Sistemas con microorganismos en suspensión:

Los procesos con crecimiento de microorganismos en suspensión son aquellos en los que los microorganismos responsables para la conversión de la materia orgánica u otros constituyentes en las aguas de desecho a gases y tejido celular son mantenidos en suspensión en el líquido en tratamiento, presentando así, la mayor área superficial posible.

B. Sistemas de película fija:

Los sistemas de película biológica activa fija son aquellos en los que los microorganismos responsables de la conversión de la materia orgánica u otros constituyentes en las aguas de desecho a gases y tejido celular, están fijos a algún medio

inerte como son rocas o materiales plásticos o cerámicos especialmente diseñados.

C. Sistemas combinados de película fija de crecimiento en suspensión:

En estos sistemas combinados los microorganismos se encuentran, tanto fijos como en suspensión.

Las principales aplicaciones de estos procesos son las de remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo en aguas de desecho, medido como DBO, COT y DQO (estas siglas se definen nuevamente en el Glosario, Apéndice I), las de nitrificación, las de desnitrificación y las de estabilización.

A continuación se desglosan estas aplicaciones en forma somera.

1. Remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo en aguas de desecho, medido como DBO, COT y DQO (estas siglas se definen nuevamente en el Glosario, Apéndice I):

En la remoción de la materia orgánica de tipo carbonáceo, existe la conversión de ésta a tejido celular y gases de desecho metabólico. En la conversión se supone que el nitrógeno presente en sus varios compuestos se convierte a amoniacó:

(20)

Proceso aerobio:

ORGANICOS (DBO5, COT, DQO)

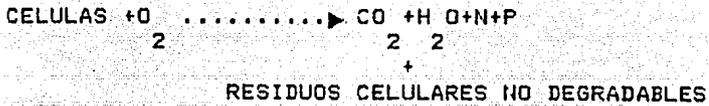
+



+

RESIDUOS SOLUBLES NO DEGRADABLES

Si existe fase endógena también sucede la siguiente reacción.



(50)

Proceso anaerobio:

MATERIA ORGANICA

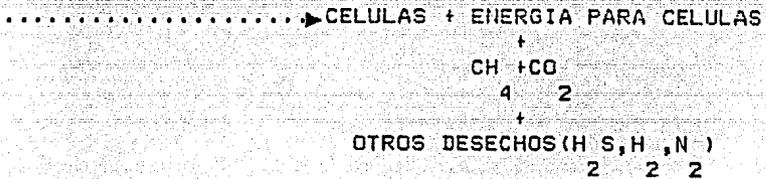
+

ACEPTORES DE ELECTRONES

-2 -2 - -3

(CO₂, SO₄, NO₃, PO₄)

3 4 3 4

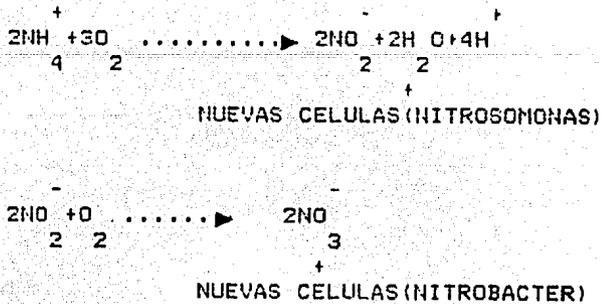


2. Nitrificación:

La nitrificación es el proceso biológico en dos etapas en el que el amoníaco pasa a nitritos y después a nitratos:

(20)

Proceso de nitrificación:

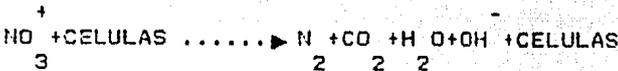


3. Desnitrificación:

La desnitrificación es el proceso biológico en el que el nitrato pasa a nitrógeno y otros gases de desecho metabólico:

(20)

Proceso de desnitrificación:



4. Estabilización:

La estabilización es el proceso biológico en el que la materia orgánica en los lodos de tratamiento biológico de las aguas de desecho, es estabilizada, usualmente por conversión de ésta a gases y tejido celular.

Los principales procesos de tipo biológico para el tratamiento de aguas de desecho se resumen en la Tabla 1.1. En ella se menciona el tipo de proceso, nombre común y uso. (38)

Los sistemas de película fija activa se pueden clasificar en sistemas de medio de soporte estacionario y en sistemas de medio de soporte en movimiento.

En los sistemas de medio de soporte estacionario, el agua de desecho pasa sobre el medio de soporte y en los sistemas de medio de soporte en movimiento, el medio de soporte se mueve a través del agua en tratamiento. En ambos sistemas el agua de desecho se mueve en relación a la película microbiana y el soporte sólido a la que se fija.

En estos sistemas se tienen generalmente condiciones aerobias o anaerobias. Cada una de ellas tienen sus ventajas y sus desventajas sobre la otra. En el sistema anaerobio, la velocidad de tratamiento no está limitada por la velocidad de aportación de oxígeno al sistema. No se requieren diluciones para balancear los requerimientos de oxígeno y la capacidad de oxigenación del sistema, por lo que se pueden tratar desechos con alta concentración de contaminantes. En este sistema se tiene un ahorro en energía al no requerirse una aeración u

TABLA 1.1
PRINCIPALES PROCESOS DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS DE RESIDUOS

TIPO	NOMBRE COMÚN	USO			
PROCESOS AERÓBIOS:	Crecimiento en suspensión	Proceso de lodos activados Canales (flujo pistón) Tanque agitado con flujo continuo Etapa de aeración Oxígeno puro Aeración extendida Canales de oxidación	Remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo (Nitrificación)		
		Nitrificación		Nitrificación	
		Lagunas de aeración Digestión aerobia		Remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo (Nitrificación)	
	Crecimiento en soporte (Película fija)	Convencional con aire Oxígeno puro Alterca aerobia de algas de alta velocidad	Estabilización, remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo		
		Filtros para tratamientos rudos		Remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo	
		Percoladores de alta velocidad Percoladores de baja velocidad Reactores biológicos rotatorios		Remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo (Nitrificación)	
Procesos continuos	Reactores de lecho empacado	Nitrificación			
	Percoladores, lodos activados	Remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo (Nitrificación)			
PROCESOS ANÓXICOS:	Crecimiento en suspensión	Desnitrificación	Desnitrificación		
	Crecimiento en soporte (Película fija)	Desnitrificación			
PROCESOS ANAERÓBIOS:	Crecimiento en suspensión	Digestión anaerobia Velocidad estándar, etapa sencilla Alta velocidad, etapa sencilla Etapa doble Proceso de contacto anaerobio	Estabilización, remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo		
		Crecimiento en soporte (Película fija)		Filtro anaerobio	Remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo, estabilización (Desnitrificación)
		Lagunas anaerobias		Remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo (Estabilización)	
PROCESO AEROBIO/ANÓXICO O ANAEROBIO/ANÓXICO:	Crecimiento en suspensión	Nitrificación-desnitrificación en etapa sencilla	Remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo, nitrificación, desnitrificación		
	Crecimiento en soporte (película fija)	Nitrificación-desnitrificación Lagunas facultativas Maduración o pozas terciarias Lagunas anaerobias facultativas Lagunas anaerobias facultativas/aerobias	Nitrificación, desnitrificación Remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo Remoción de materia orgánica (Nitrificación) Remoción de materia orgánica de tipo carbonáceo		

oxigenación del mismo, además de obtenerse como desecho metabólico de la actividad microbiana, gas metano, que puede utilizarse como combustible. Los compuestos que no son afectados en el sistema aerobio, como son la celulosa y materiales grasos, en el anaerobio son fácilmente biodegradados. También se evitan los problemas de malos olores y presencia de moscas, ya que el sistema debe de estar aislado del medio ambiente para permanecer anaerobio. En los sistemas con calentamiento, gran parte de los microbios patógenos son destruidos, pero no en su totalidad. El rendimiento de biomasa es mucho más bajo que en los sistemas aerobios, por lo que se manejan mucho menos cantidad de lodos, de los que hay que deshacerse si no son utilizables.

Por otro lado, los sistemas anaerobios requieren de tiempos de retención mucho más largos que los aerobios, ya que los compuestos contaminantes biodegradables son metabolizados en forma más lenta que en los aerobios. Por esta razón, se requieren unidades de tratamiento de mayor capacidad, lo que eleva los costos de capital. Además se requieren unidades aisladas del medio ambiente, lo que también hace aumentar la inversión en estos equipos. La digestión anaerobia es también muy sensible a la inhibición por ciertas sustancias comunes en los desechos tanto industriales como domésticos, como son metales pesados, hidrocarburos clorinados y detergentes aniónicos. Los sistemas anaerobios tienen también la capacidad de permitir la existencia de organismos sulfato-reductores, por lo que se podría producir ácido sulfhídrico, que puede ser muy útil en la precipitación de metales pesados de la solución,

pero por otro lado es muy corrosivo y altamente tóxico. Otros productos de anaerobiosis como son los ácidos orgánicos pueden ser tóxicos o inhibidores de organismos vivos. También es convertido el mercurio inorgánico a compuestos organomercuriales. Finalmente, un sistema anaerobio es un sitio ideal para la proliferación de microorganismos causantes del tétanos y botulismo, además de provocar olores nauseabundos, si llegaran a presentarse fugas en el sistema. (63)

En los sistemas de película biológica activa, la parte neurológica del sistema es la propia película, como se describe a continuación.

1.2 Película biológica activa

En los sistemas de película fija, los microorganismos responsables de la conversión de materia orgánica u otros constituyentes en las aguas de desecho a gases y tejido celular, crecen en forma de capa o película adherida a un material inerte que sirve de soporte.

El agua de desecho fluye sobre la película biológica en forma de una capa muy delgada. El oxígeno atmosférico o administrado al sistema, en el caso de películas aerobias, se disuelve en el líquido que cubre la biopelícula y es transferido hacia ésta. También el material orgánico disuelto en las aguas es adsorbido en la película. Este fenómeno de difusión de los nutrientes y el oxígeno del líquido hacia adentro de la biopelícula para ser metabolizados por ésta es sumamente importante. En la Fig. 1.1 puede verse, en forma más clara, la manera como está constituida la biopelícula y como llegan y

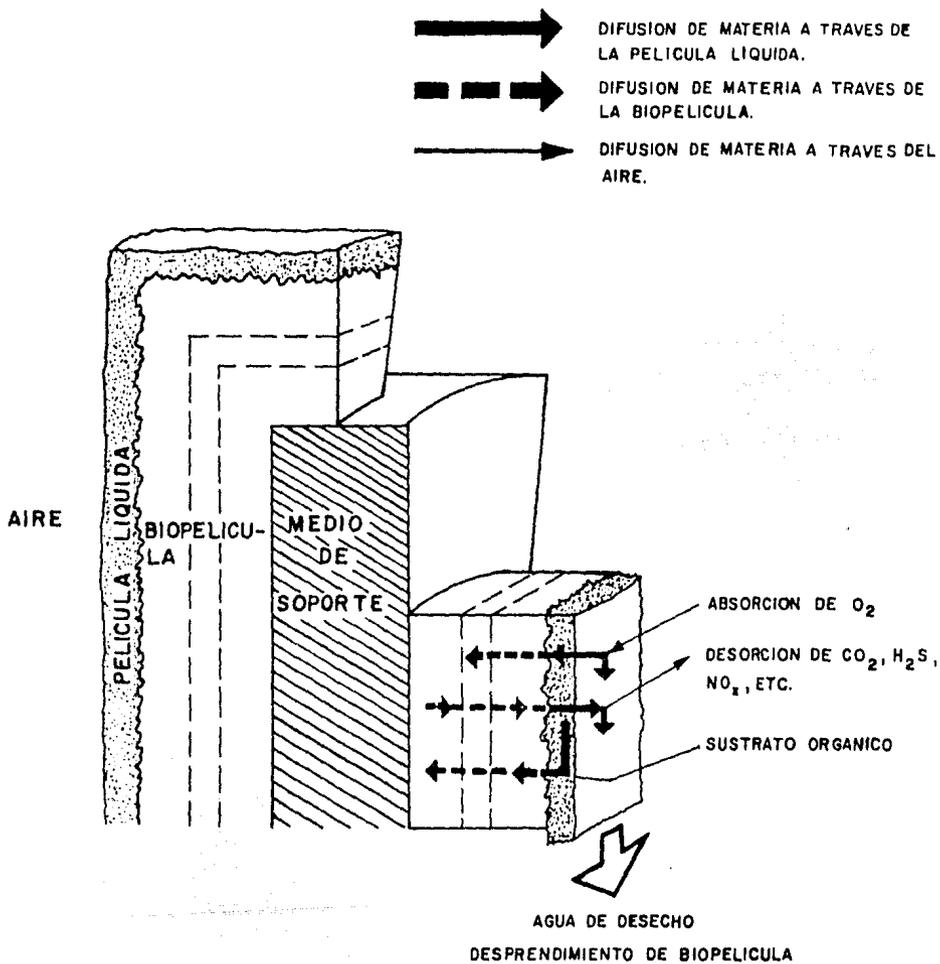


FIG. 1.1.- DIAGRAMA ESQUEMATICO DE LA PELICULA BIOLÓGICA ACTIVA FIJA.

parten de ella los nutrientes (sustratos) y desechos metabólicos (productos).
(38,63)

La biopelícula se forma, ya que las bacterias como partículas microscópicas cargadas, son adsorbidas y ancladas en interfaces sólido-líquido, para después multiplicarse por varias generaciones y crear una biopelícula de bacterias empacadas compactamente.
(62)

La biopelícula ya formada, empieza a aumentar en espesor al multiplicarse los microorganismos que la constituyen, hasta llegar a un punto en que el oxígeno que se difunde en la biomasa, es consumido antes de penetrar el espesor total de la biopelícula. Este fenómeno hace que se establezca un ambiente anaerobio en la parte cercana al medio inerte de soporte.

Conforme el espesor de la biopelícula aumenta, la materia orgánica es también metabolizada antes de que llegue a lo más profundo de la biocapa, teniendo como resultado que los microorganismos cercanos al medio de soporte, pasen de una fase de crecimiento exógeno a una de crecimiento endógeno, perdiendo la habilidad de anclaje al material de soporte.
(38,63)

La anaerobiosis se ha propuesto como la causa de iniciación del proceso de desprendimiento de la película microbiana, debido a que por el crecimiento endógeno, hay muerte o deterioro de las capas profundas y, por ende, desprendimiento de la biocapa. Las condiciones anaerobias también dan ocasión a la formación de bolsas de gases de desecho metabólico en la biomasa, que provocan que la biocapa se empiece a desprender del soporte. Ya debilitada la capa en su adherencia al medio

inerte de soporte, el esfuerzo cortante que sufre la biocapa al friccionarse contra el agua de desecho, acaba por arrancarla. En las zonas en donde se desprende la biopelícula, comienza de nuevo el crecimiento de una nueva. Es por esta serie de fenómenos que se puede considerar como autorregulable el espesor de la biopelícula. (43)

La biopelícula no es activa en todo su espesor. El primero en demostrar esto fue Sanders (51,52) y se han encontrado que los espesores de la biopelícula activa van desde 21 " , hasta 150 " , siendo el espesor función de los sustratos limitantes. (21)

La eficiencia de purificación de la biopelícula alcanza su máximo, cuando existe una biocapa delgada completamente aerobia y la eficiencia de ésta puede decaer ligeramente al incrementarse su espesor, haciéndose las zonas profundas de la biocapa, inactivas o anaerobias. Así que, aunque la biocapa pueda tener un espesor de varios milímetros, tan sólo la capa externa, de 0.05 a 0.015 mm de profundidad, será aerobia. Los resultados experimentales de varios investigadores, han demostrado que la remoción del o los sustratos por la película microbiana, aumenta linealmente al aumentar el espesor de ésta, hasta un nivel máximo, el que se mantiene constante con mayores incrementos del espesor de la película. (34,37,58)

El espesor de la capa activa de la biopelícula depende de las características del agua de desecho en tratamiento y de la ecología de la biopelícula. El espesor de la biopelícula que

da la máxima eficiencia se ha encontrado en 0.25 mm. El espesor de la zona aerobia, se ha estudiado entre 0.06 y 2 mm, con un espesor crítico formado por bacterias principalmente, de alrededor de 0.2 mm (15) y entre 0.05 y 0.01 mm de espesor activo aerobio, en un espesor total de 0.1 a 2 mm (28). Los resultados de Tomlinson y Snaddon (58) y Kornegay y Andrews (34)

indican un espesor crítico entre 0.07 y 0.15 mm y los de La Motta (37) entre 0.012 y 0.065 mm, dependiendo de la concentración del sustrato. En contraste, algunos desechos industriales ricos en nutrientes, como los de la industria de alimentos, estimulan la formación de la biocapa, usualmente predominando películas de hongos que pueden alcanzar espesores de 5 a 8 mm, que permanecen completamente aerobias. (61)

El espesor de la película y el grosor de la capa activa también dependerá de la carga de nutrientes en el sistema y de la actividad metabólica de los organismos de la biopelícula. Las velocidades a las que el oxígeno y nutrientes orgánicos se difunden en la biopelícula, dependerá de sus respectivas concentraciones en la capa líquida en contacto con la biopelícula. Cuando la concentración de nutrientes es alta en el líquido, el gradiente de concentraciones causará una rápida difusión de nutrientes en la película, por lo que penetrarán más profundamente en la biopelícula antes de ser consumidos. (9)

Atkinson y Fowler (58) correlacionaron los resultados de Tomlinson y Snaddon (34), Kornegay y Andrews (34) y otros, demostrando que la profundidad de penetración en la biopelícula es aproximadamente proporcional a la concentración de sustrato aplicado. La profundidad de penetración se incrementa de 0.06

a 0.15 mm con un incremento en la concentración de sustrato de 10^3 a 500^3 g/m³. La Motta (37) demostró que el espesor de la biopelícula, que da un máximo de remoción de sustrato, se incrementa aproximadamente con la raíz cuadrada de la concentración del sustrato del influente en un intervalo de 0.012 mm con 2.2^3 g/m³ hasta 0.065 mm con 200^3 g/m³. La capa en la biopelícula, más allá de la capa activa, no es completamente superflua, como sugiere Benjes (12), ya que actúa como un amortiguador y da al sistema la habilidad para moderar los efectos en los cambios en el ambiente operacional, cambios como son los de temperatura y de carga. Si la actividad de la capa de superficie activa de la biopelícula se reduce, por ejemplo, por una caída en la temperatura, los nutrientes penetrarán más profundamente en la biopelícula antes de ser consumidos y por ende utilizando una población microbiana mayor. (63)

A continuación se mencionarán los sistemas de medio de soporte estacionario y los medios de soporte en movimiento, describiendo brevemente algunos equipos específicos.

1.3 Sistemas de medio de soporte estacionario

1.3.1 Percoladores

El proceso del percolador consiste en un lecho de rocas porosas o material sintético, sobre la que se distribuye en forma uniforme el agua de desecho, que escurre a través de ese lecho sobre el que se fija y crece la película biológica. El agua sale del percolador y es recolectada en una alberca

colocada en su parte inferior. La aeración de la cama se efectúa por convección natural, creada por las diferencias de temperatura entre el aire en el empaque y la de los alrededores. También puede efectuarse por convección forzada. El exceso de biomasa es arrastrada del percolador por el agua de desecho y el desprendimiento de la biopelícula se debe principalmente a actividad anaerobia, que al generar gases, desprende la biopelícula del soporte. (5)

El primer tratamiento de aguas con película biológica fija ocurrió en Inglaterra a mediados del siglo diecinueve. El agua se distribuía en camas de arena, que tenían la finalidad principal de filtrar materia sólida del agua, pero también servían como medio para el crecimiento de biopelícula, que removía la materia orgánica no filtrable. Más tarde, la arena fue reemplazada por piedra porosa y se incluyó también un sistema para coleccionar el agua tratada; con el cambio de arena a piedra se mejoró la eficiencia. Con la piedra, el agua escurría sobre las piedras cubiertas de biomasa y el aire pasaba hacia arriba proveyendo el oxígeno necesario para la biopelícula. A partir de este momento al sistema se le conoció como filtro percolador (en Inglaterra y en EE.UU. de A., "trickling filter"). El nombre de filtro percolador ha persistido hasta hoy día, a pesar de que la filtración no es el mecanismo de tratamiento en el proceso. También los percoladores son llamados filtros biológicos, biofiltros y lechos bacterianos.

Los primeros usos experimentales del proceso se efectuaron

en 1889 en los E.E.U.U. de A., en el Massachusetts State Board of Health, en donde se sustituyó la arena por grava. A finales del siglo diecinueve, se efectuaron en Inglaterra más desarrollos, incluyendo un sistema de distribución del agua de desecho y el sistema de recepción de agua tratada. A principios de este siglo se hizo comercial el proceso en Inglaterra y en 1908, se construyeron las primeras plantas en los E.E.U.U. de A..

En la década de los treinta se desarrolló el proceso del percolador de alta velocidad con recirculación y hasta la década de los cincuenta no hubo más innovaciones, ya que el proceso de lodos activados, que se implementó en la década de 1920-30, empezó a predominar poco a poco sobre los percoladores. Esto es debido a que los tiempos de retención mucho mayores del agua de desecho en presencia de los lodos activados, hacen el tratamiento mucho más completo y, además, es más competitivo económicamente.

Los percoladores en un principio fueron aceptados con rapidez, debido a su simplicidad y bajos costos de operación, pero en contraposición a esto, se llegaban a tener problemas con el proceso. El tipo de piedra porosa requerida no siempre puede encontrarse cerca de la planta, lo que incrementa significativamente los costos de transportación de ésta; también llegan a haber taponamientos por exceso de biomasa desprendida, al haber un volumen intersticial pequeño en el percolador y esto se debe al uso de tamaños de piedra demasiado pequeños o a que la piedra al deteriorarse con el uso se fragmenta. El taponamiento causa canalizaciones del agua que sufre, por ende, un

tratamiento pobre. Además, las zonas taponadas se hacen anaerobias, generando malos olores. Una vez taponado el percolador, es muy difícil limpiarlo. También, frecuentemente en los percoladores se desarrollan moscas que son una molestia grande.

En la década de los cincuentas se introdujeron los medios sintéticos en general, de materiales plásticos. La compañía Dow Chemical comercializó láminas corrugadas de PVC (cloruro de polivinilo), además de trabajar con sillas Berl modificadas y con láminas de poliuretano. Más tarde, otras compañías también entraron a este mercado.

El medio de soporte de lámina plástica corrugada fue ampliamente aceptado como sustituto de la piedra y en la década de los sesentas empezó a haber interés en el proceso, ya que se reducían los problemas por taponamiento. Además, por ser materiales ligeros se pudieron construir percoladores más altos con reducción de costos en construcción y cimentación. Recientemente han empezado a comercializarse los anillos Pall para empaque, pero con éxito limitado. Por el momento, el percolador ha bajado de nuevo en popularidad en los E.E.U.U. de A. y Europa debido a su baja eficiencia en remoción de materia orgánica, medida como DBO soluble, y, por ende, no logrando alcanzar los límites máximos de DBO soluble tolerable en las aguas tratadas y por el advenimiento de los "filtros" rotatorios.⁵
(5)

En la Fig. 1.2 se muestra el diagrama de un percolador convencional.
(63)

23

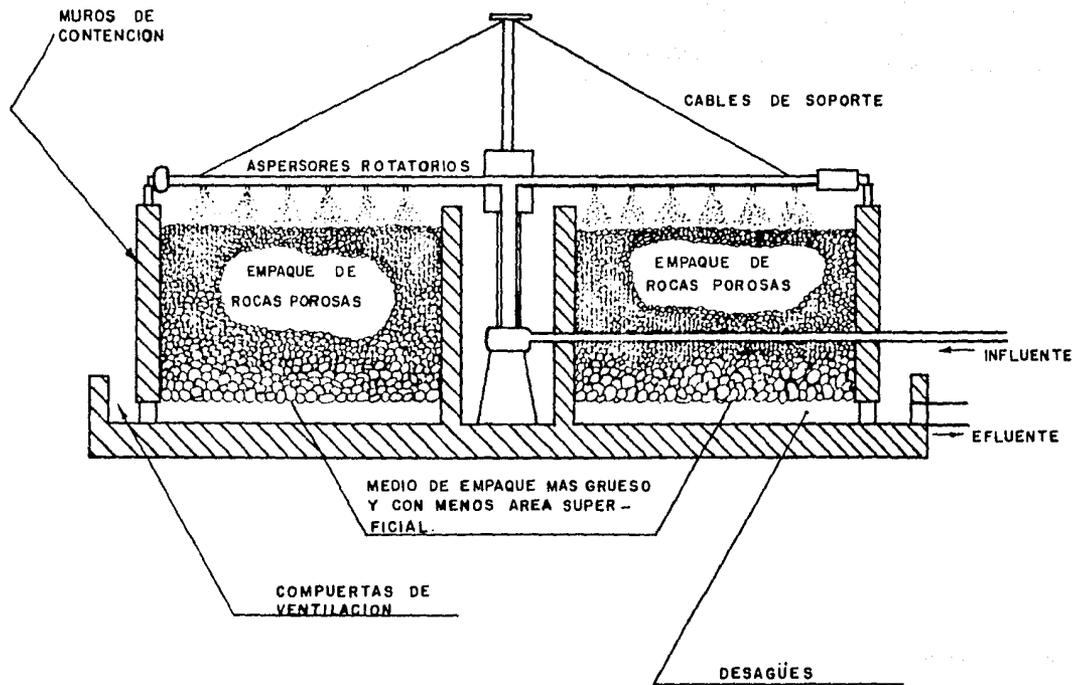


FIG. 1.2 PERCOLADOR CONVENCIONAL (63).

A los percoladores se les puede dividir en percoladores de alta y de baja velocidad. Los de baja velocidad de tratamiento manejan en una etapa, cargas de nutrientes de 0.06 a 0.12 Kg DBO /m³ .d . Para cargas mayores se utiliza, ya sea la recirculación o las cascadas de varias unidades. También es posible usar una etapa para cargas altas, siempre y cuando el sustrato a remover sea de fácil degradación biológica, como ocurre con los efluentes de los procesos de malteo, que pueden llevar hasta 0.6 Kg DBO /m³ .d (44) . Normalmente, manejan aguas no muy contaminadas y funcionan como pretratamiento antes de entrar las aguas a tratamientos más rigurosos.

Los percoladores de alta velocidad de tratamiento son diseñados para efectuar un tratamiento rudo dando altas remociones de nutrientes en términos de masa de DBO removida por unidad de volumen de empaque. La eficiencia de remoción en términos de porcentaje de DBO removido, va del 50% al 80%. Las cargas que manejan son de alrededor de 10 veces más que las que pueden manejar los de baja velocidad. Dado que trabajan con cargas orgánicas más altas, el crecimiento de biomasa es mayor. El tipo de empaque a usar, debe tener espacios intersticiales mucho más grandes que el de baja velocidad. Además, deben manejarse cargas hidráulicas lo suficientemente altas para poder eliminar por fricción el exceso de biomasa. Generalmente se considera al percolador como de alta velocidad cuando maneja cargas de sustrato mayores a 0.6 Kg DBO /m³ .d o cargas hidráulicas mayores a 3 m³ /m³ .d (63) .

En la Tabla 1.2 se dan las principales características operacionales de los dos tipos de percolador. (11)

TABLA 1.2

COMPARACION DEL PERCOLADOR CONVENCIONAL (BAJA VELOCIDAD), CON EL DE ALTA VELOCIDAD ⁽⁴⁾

FACTOR	PERCOLADOR CONVENCIONAL	PERCOLADOR DE ALTA VELOCIDAD
CARGA SUPERFICIAL ($m^3 / m^2 \cdot día$)	0.94 - 3.74	9.35 - 37.42
CARGA ORGANICA (kg $DBO_5 / m^3 \cdot día$)	0.11 - 0.37	0.37 - 1.84
PROFUNDIDAD (m)	1.83 - 3.05	0.91 - 2.44
RECIRCULACION	No utiliza	1:1 - 4:1
VOLUMEN DE ROCA	5 - 10 veces	1
REQUERIMIENTOS DE POTENCIA (HP/ m^3)	No hay	0.0026 - 0.0132
MOSCAS DE PERCOLADOR	Muchas	Pocas, larvas arrastradas hacia afuera
DESPRENDIMIENTO DE BIOMASA	Intermitente	Continuo
OPERACION	Simple	Requiere personal capacitado

Los lechos de los percoladores pueden ser hasta de 40 m de diámetro y 12 m de espesor en algunos casos, dependiendo del tamaño, de la naturaleza del medio de empaque y del tipo y grado de contaminación del agua a tratar. (63)

1.3.2 Filtros de super alta velocidad ("Roughing filters")

Los filtros de super alta velocidad pueden englobarse en el grupo de percoladores antes mencionados, aunque en este caso se hará una breve descripción por separado.

Los filtros más antiguos de este tipo eran sistemas huecos rellenos con medios rocosos. Actualmente existe la tendencia del uso de medios sintéticos o de madera, con profundidades de 3.7 a 12 m. El proceso es sensible a la temperatura. La actividad microbiológica es esencialmente la misma que en un percolador y las diferencias existentes entre ellos son notorias en los organismos presentes. En este sistema existen solamente aquellos ecosistemas que resisten el desprendimiento como resultado de los más altos gastos hidráulicos que manejan estas unidades. El proceso ha mostrado mucho mayor resistencia a las perturbaciones por cambios de cargas orgánicas, que en los sistemas de microorganismos en suspensión .

Por tener tiempos de residencia hidráulicos muy breves, tan sólo los compuestos orgánicos de fácil degradación son metabolizados. (38)

En la Tabla 1.3 se da información típica para el diseño de percoladores, incluyendo a los de super alta velocidad. (38)

1991
 TABLA 1.3
 INFORMACION TIPICA DE DISEÑO PARA PERCOLADORES

FACTOR	BAJA VELOCIDAD	VELOCIDAD INTERMEDIA	ALTA VELOCIDAD	SUPER ALTA VELOCIDAD (ROUGHING FILTER)
CARGA HIDRAULICA ($m^3 / m^2 \cdot dia$)	1 - 4	4 - 10	10 - 40	40 - 200
CARGA ORGANICA (Kg/ $m^3 \cdot dia$)	0,08 - 0,32	0,24 - 0,48	0,32 - 1,00	0,80 - 6,0
PROFUNDIDAD (m)	1,5 - 3,0	1,25 - 2,50	1,0 - 2,0	4,5 - 12
RAZON DE RECIRCULACION	0	0 - 1	1:3 - 2:1	1:4
TIPO DE EMPAQUE	Rocas, tablas, etc.	Rocas, tablas, etc.	Roca, tablas, material sintético	Material sintético, madera (red wood)
REQUERIMIENTOS DE POTENCIA (KW/ $10^3 m^3$)	2 - 4	2 - 8	6 - 10	10 - 20
MOSCAS DE PERCOLADOR	Nuevas	Intermedio	Pocas Larvas arrastradas por agua	Pocas o ninguna
DESPRENDIMIENTO DE BIOMASA	Intermitente	Intermitente	Continuo	Continuo
INTERVALOS DE DOSIFICACION	No más de cinco min. (Generalmente Intermitente)	15s. a 60s. (Continuo)	No más de 15s. (Continuo)	Continuo
EFLUENTE	Usualmente completamente nitrificado	Parcialmente nitrificado	Nitrificado con bajas cargas	Nitrificado con cargas bajas

1.3.3 Biofiltros activados

El proceso de biofiltros activados (ABF, Activated Biofilters) fue desarrollado y comercializado por la compañía Neptune Microfloc y combina el sistema de película activa con una unidad de lodos activados completamente mezclados. En este proceso, el efluente primario llega a un pozo húmedo en donde se mezcla con sólidos biológicos que provienen de un clarificador secundario y del reciclaje de la celda biológica. La mezcla se bombea de la parte superior de la celda biológica, que está empacada con hojas de madera. El aprovisionamiento de oxígeno se efectúa al salpicar el agua entre las capas de hojas de madera y por el movimiento del agua en forma de película a través de la biopelícula adherida a las hojas. El efluente de la celda biológica se divide al salir, hacia un tanque de aeración en su mayor parte y hacia un pozo húmedo. Los sólidos biológicos de la unidad de lodos activados completamente mezclados, son separados en un clarificador secundario y reciclados al pozo húmedo con una porción para desecho.

Las grandes ventajas del proceso son dos:

1. Buena estabilidad del proceso:

Esta se obtiene por la celda biológica que absorbe las variaciones en las cargas orgánicas.

2. Flexibilidad:

La celda biológica puede adicionarse adelante de tanques de lodos activados ya existentes, para incrementar así la eficiencia o capacidad de la planta. El ABF ha sido utilizado para la remoción de DBO con un 35% a 85% de remoción, con cargas de 0.8 a 3.6 Kg DBO /m³ .d y para nitrificación con

eficiencias de remoción de 50 a 75% en DBO₅ y cargas orgánicas de 0.32 a 0.64 Kg DBO₅ /m³ .d y cargas amoniacales de 0.08 a 0.24 Kg (NH₃-N)/m³ .d .

La diferencia básica entre los dos servicios (remoción de DBO₅ o nitrificación) es el volumen del recipiente de aeración, requiriéndose mayor volumen en la nitrificación, ya que se necesitan tiempos de retención más altos. En la Fig. 1.3 se muestra un diagrama de flujo del proceso. (11)

1.3.4 Sistemas sumergidos

Ultimamente se ha incrementado el interés en los sistemas de lecho con biopelícula fija, en el que el empaque formado por el medio de soporte biológico, está completamente sumergido en el agua de desecho y el aire es suministrado a través del empaque mediante tubos perforados situados por abajo del lecho. El aire fluye a través del empaque induciendo la circulación del agua de desecho por el empaque y lavando el exceso de biomasa. Estas unidades son llamadas "Filtros Emscher" o "Aeradores de contacto". (31) Puede considerarse al sistema como un sistema combinado de lodos activados y percolador. Estas unidades han sido utilizadas para el tratamiento parcial de aguas de desecho. Se han reportado remociones del 80% de DBO₅ con una carga de 10.7 Kg DBO₅ /m³ .d (22) y hasta 95% de oxidación de nitrógeno amoniacal en un lecho nitrificador sumergido, que trabaje con soluciones diluidas que contengan hasta 30 g NH₃-N/m³ . (39) Como los microorganismos involucrados en la nitrificación microbiana son de crecimiento lento,

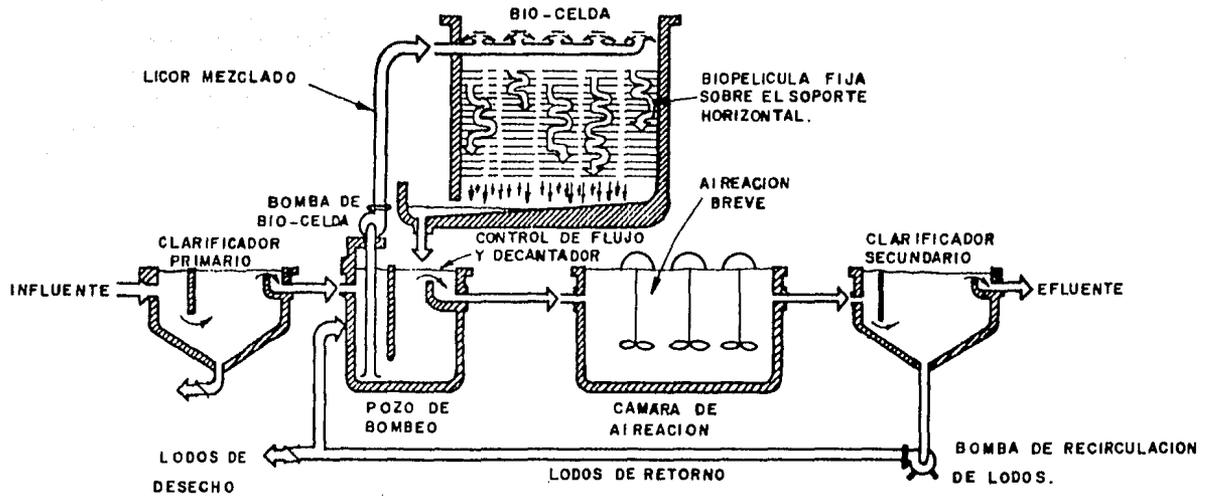


FIG. 1.3 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE BIOFILTROS ACTIVADOS (II).

en comparación a la mayoría de los microorganismos que toman parte en tratamientos biológicos de aguas de desecho, los sistemas con tiempos de residencia largos para la biomasa son requeridos para la nitrificación. El sistema de película fija da un tiempo largo de residencia de biomasa y la operación de flujo sumergido permite un tiempo de retención hidráulico que puede ser controlado directamente, lo que es muy difícil de lograr en los percoladores normales.

El medio de soporte comúnmente utilizado para los sistemas de contacto con aeración incluye medios minerales, coque, madera, láminas de aluminio corrugado, láminas de cemento, láminas de asbesto y bloques de concreto. El oxígeno puede suministrarse al agua de desecho previamente, a la entrada del sistema, mediante la predisolución de oxígeno de alta pureza a la corriente de proceso.

1.3.5 Filtros sumergidos

Los filtros sumergidos son equipos empacados con piedra porosa o material sintético y han sido utilizados en la nitrificación de aguas de desecho. La alimentación en estos equipos es por la parte inferior del filtro y la oxigenación se hace también por la parte inferior de éste.

De los estudios de Mc Harness y Mc Carty se concluyó que la ventaja de estos filtros, en la nitrificación de efluentes secundarios, es su simplicidad en el diseño y operación, con las desventajas que implica el taponamiento con biomasa provocado por el método de oxigenación. Los métodos de oxigenación son la inyección de oxígeno molecular al agua de

desecho antes del filtro o directamente en el filtro.

1.3.6 Columnas sumergidas con empaque de alta porosidad

Las columnas sumergidas empacadas, consisten en un reactor empacado con un material inerte como son los anillos Raschig, sillas Intalox, etc., y se utilizan en la desnitrificación de aguas de desecho. Estos equipos se operan en condiciones de flujo a saturación y generalmente se tiene un flujo ascendente para elevar la separación de los sólidos suspendidos del efluente. Las velocidades de flujo a través de la columna son del orden de 0.03m/s. (49) Para hacer mínima la concentración de sólidos suspendidos en el efluente de la unidad, es necesario retrolavar periódicamente la columna para remover el exceso de sólidos. El retrolavado se hace con una combinación de aire-agua. También es recomendable tener facilidades para la cloración con el fin de utilizarla al desarrollarse problemas severos de taponamiento.

La desnitrificación depende fuertemente del sustrato orgánico, por lo que debe mantenerse una relación de materia orgánica carbonácea a nitrógeno de 4 Kg DBO /Kg nitrato-N. Es por eso que idealmente debe tenerse la presencia de sustrato orgánico contaminante en el agua en tratamiento para poder obtener al máximo el efecto oxidativo de la desnitrificación sobre los nitratos. Los nutrientes carbonáceos, además de requerirse para la desnitrificación, también son utilizados en la síntesis de biomasa. Es por esto que las aguas de desecho con muy bajo contenido de sustrato orgánico carbonáceo, como

son los efluentes de las plantas fabricantes de fertilizantes y explosivos o de plantas nitrificadoras de efluentes contaminantes ricos en nitrógeno, se les debe agregar un sustrato orgánico carbonáceo. Generalmente se utiliza metanol, por su bajo precio y alta disponibilidad, además de ser de fácil remoción mediante aeración si llegan a tenerse excesos de éste en las aguas ya tratadas. La relación carbono/nitrógeno, si se usa metanol es de 2.4 Kg metanol por 1 Kg nitrato-N. Murphy et al (42), recomiendan que este sistema no debe ser utilizado cuando es importante obtener una agua tratada de alta calidad. En la Fig. 1.4 se presenta un esquema de flujo típico para este tipo de sistemas (11,14,63).

1.3.7 Columnas sumergidas con empaque fino de baja porosidad

De los sistemas de desnitrificación, el de columna con empaque fino de baja porosidad es probablemente el más utilizado, aunque no existe un procedimiento racional o empírico para su diseño. Es por eso que su diseño se basa en la experimentación en laboratorio y en plantas piloto.

El retrolavado de aire-agua es también recomendado para este sistema. El tipo de empaque utilizado es arena o grava y también se ha utilizado carbón activado. Como las columnas normalmente se operan con un flujo ascendente para reducir los problemas de taponamiento al máximo. La arena es el mejor empaque a emplear, ya que provee más superficie por unidad de volumen que la grava y tiene un tamaño menor de partícula, además de que genera menos problemas de operación que el carbón activado, por su más alta densidad. También son (11)

AGUA DE RETROLAVADO
A ALMACENAMIENTO

EFLUENTE A CLARIFICACION
O FILTRACION

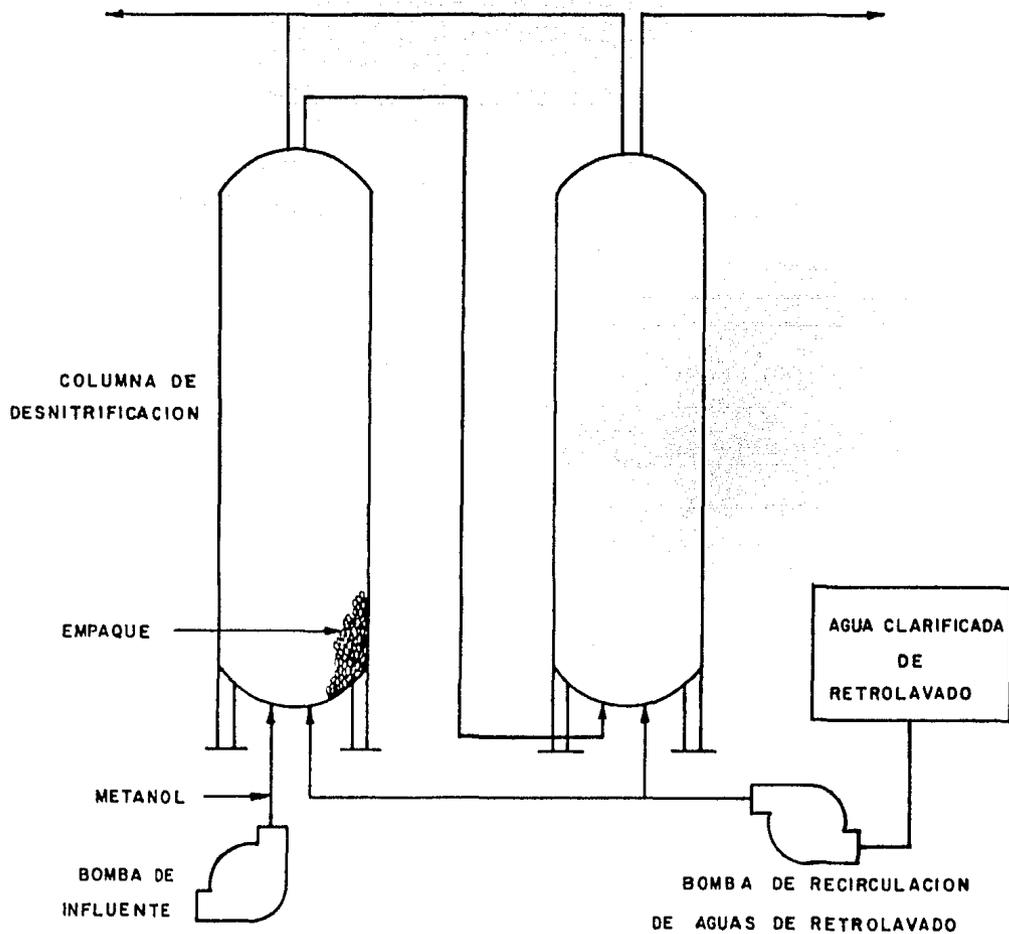


FIG. 1.4 · DIAGRAMA ESQUEMATICO DE COLUMNAS DE DENITRIFICACION CON EMPAQUES SUMERGIDOS DE ALTA POROSIDAD (14).

utilizados estos sistemas para la remoción de DBO carbonácea
(38,64) 5
y para nitrificación.

1.3.8 Filtros anaerobios

Los filtros anaerobios son parecidos a los percoladores excepto que la alimentación en estos generalmente es por el fondo y, por lo mismo, se encuentran sumergidos por completo. La columna se empaca con varios tipos de sólidos que tienen la finalidad de servir como soporte inerte para la biopelícula. Estos sistemas se utilizan para el tratamiento de materia orgánica carbonácea en aguas de desecho. Debido a que las bacterias son retenidas en el medio y no son arrastradas en el efluente, pueden llegarse a tener tiempos medios de residencia de biomasa del orden de los cien días. Estos tiempos altos de residencia de la biomasa en el reactor, pueden ser alcanzados con tiempos hidráulicos de retención cortos por lo que este sistema puede usarse en el tratamiento de efluentes con bajos y altos grados de contaminación a temperatura ambiente. En la Fig. 1.5 se presenta un diagrama de flujo de este sistema. (11)

(65)
Young y Mc Carty proponen las siguientes ventajas para el proceso:

1. Los desechos son tratados eficientemente con el filtro anaerobio.
2. No se requiere reciclaje de ningún tipo, ya que los microorganismos no son arrastrados fuera del equipo.
3. Debido a la alta concentración de sólidos mantenidos en el equipo, es posible operar a temperaturas más bajas, que las normalmente requeridas en otro tipo de procesos anaerobios.

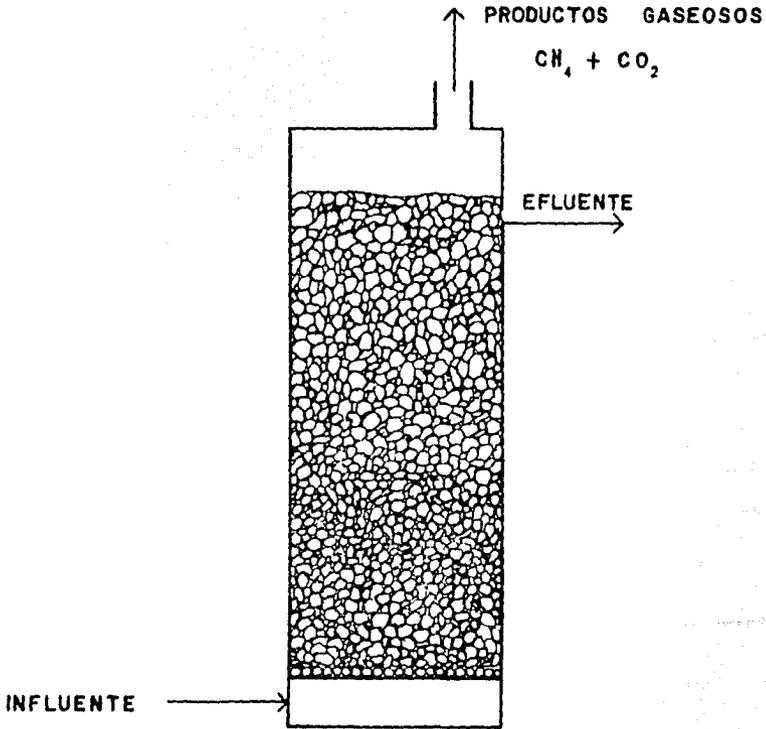


FIG. I.5 DIAGRAMA DE FLUJO PARA UN FILTRO ANAEROBIO (64).

4. Se producen bajos volúmenes de lodos en este sistema.

5. Los arranques y paros del filtro anaerobio son más sencillos, que en otro tipo de procesos anaerobios.

Las desventajas del sistema fueron descritas por Schroeder (53) y son las siguientes:

1. Los filtros anaerobios sólo deben ser usados en el tratamiento de desechos solubles, debido al problema de taponamiento que se puede desarrollar si las aguas de desecho contienen sólidos suspendidos.

2. La distribución del flujo se hace problemático cuando la concentración de sólidos biológicos se incrementa al punto en que se generan canalizaciones, lo que reduce significativamente el lapso entre lavados del filtro.

3. Las técnicas de lavado de estos filtros no se han desarrollado eficientemente. Debido al tamaño de las unidades, que es similar al tamaño de un filtro percolador aerobio, el retrolavado no es factible ni técnica ni económicamente. La fluidización del medio podría potencialmente resolver, o al menos, reducir estos problemas. (11,38)

1.4 Sistemas de medio de soporte en movimiento

1.4.1 Sistemas de lecho fluidizado

Los sistemas de lecho fluidizado pueden considerarse como una combinación de sistemas de crecimiento de película fija y de crecimiento en suspensión. La biopelícula se desarrolla sobre un medio de soporte constituido por partículas lo suficientemente pequeñas para ser mantenidas en suspensión por un flujo ascendente de las aguas de desecho a tratar.

Con este sistema se elimina el peligro de que el lecho se bloquee por la acumulación de biomasa en el medio de soporte al poder mover libremente las partículas de soporte. La superficie específica de las partículas sólidas de soporte utilizadas es muy alta y puede llegar a ser de varios miles de metros cuadrados por metro cúbico de lecho, por lo que una alta densidad de biomasa puede mantenerse en contacto con el agua en tratamiento, llegando a ser muy superior al obtenido en las de lecho fijo o de lodos activados. Esto representa una intensificación en el proceso de tratamiento por lo que se requiere, para un mismo tratamiento equivalente en otro sistema, un volumen de reactor mucho menor, lo que genera un ahorro en los requerimientos de terreno al tenerse equipos más compactos. Al estar adheridos los microbios a las partículas de soporte, se elimina la limitación de arrastre de los microbios, que existe en los sistemas de crecimiento en suspensión, en los que el flujo de líquido a través del sistema debe ser menor que un valor en el que la acumulación de biomasa por crecimiento y recirculación en el sistema, sea menor a la pérdida de biomasa del sistema por arrastre.

La densidad de biomasa en el reactor puede mantenerse sin tener la necesidad de recircular biomasa de un sistema de recuperación de lodos como sucede en el sistema de lodos activados. La cantidad de biomasa es controlable y no sufre de amplias variaciones en el crecimiento microbiano, debido a la época del año, como sucede generalmente en los sistemas de biopelícula.

Este sistema ha tenido aplicación en el tratamiento de aguas en procesos anóxicos o anaerobios, como es la desnitrificación. Las principales diferencias en las versiones existentes de procesos de lecho fluidizado, las constituyen el tipo de medio sólido de soporte, el sistema de oxigenación y el sistema de recuperación de biomasa utilizado.

El crecimiento microbiano sobre las partículas, hacen que éstas aumenten de tamaño, forma y densidad, por lo que se causa una expansión en el volumen total del lecho. La velocidad del líquido, requerida para efectuar la fluidización del lecho, variará en función del aumento de biopelícula sobre las partículas de soporte. Si se llegan a tener acumulaciones grandes de biopelícula, puede ocurrir la formación de grupos de partículas unidas por la biopelícula, afectando el rendimiento del reactor.

El medio de soporte usado puede ser de tipo mineral o de fabricación especial. Como soporte de tipo mineral, lo más utilizado es la arena, el carbón, la antracita y el vidrio en tamaños que van desde 0.2 a 0.3 mm. Las partículas mientras más pequeñas, tienen un área superficial específica mayor, pero velocidades de sedimentación menores. Con el soporte de tipo mineral, sólo se tiene crecimiento microbiano en la superficie externa de la partícula, por lo que se han desarrollado medios sintéticos porosos que permiten el crecimiento microbiano en la estructura interna porosa de la partícula. Los materiales usados para producir estos efectos son esferas formadas con alambre de acero inoxidable de 6 mm de diámetro, toroides enroscados de polipropileno, espuma de poliéster

reticulada cortada en cubos de 25x25x10 mm y láminas cuadradas de 25 mm de polipropileno reticulado. (8) El soporte plástico tiene porosidades de 92% a 97% y las esferas de acero del 80%. Estas partículas sintéticas permiten tener una masa más densa de biomasa en el reactor.

Los requerimientos de oxígeno al reactor pueden ser satisfechos por dos vías, disolviendo oxígeno de alta pureza en la corriente del efluente líquido antes de que entre al reactor o inyectando aire al lecho.

La estabilización del contenido de biomasa en el reactor y la recuperación de biomasa en exceso se puede efectuar por dos métodos. Uno de ellos es el de permitir que exista trituración entre las partículas recubiertas de biomasa y entre las partículas y las paredes del reactor, para así mantener un nivel uniforme de biopelícula sobre las partículas. Los fragmentos de biomasa que se desprenden son arrastrados fuera del reactor con el efluente tratado y después son separados los fragmentos con un clarificador, o el efluente con fragmentos se manda a un tratamiento posterior. Los lodos recuperados tienen tan baja cantidad de sólidos como los tienen los lodos del proceso de lodos activados. Este método mantiene condiciones a régimen permanente en el reactor en términos de remoción de DBO y de retención de biomasa. 5

El otro método es sacar periódicamente del reactor las partículas de soporte para separarles mecánicamente la biomasa y regresarlas ya limpias al reactor. Este método da un lodo más concentrado y más rico en sólidos que los obtenidos en el

proceso de lodos activados. Las condiciones de régimen permanente son mantenidas en el reactor, excepto por periodos cortos al extraerse las partículas de éste, pero la cantidad de biopelícula sobre las partículas es más variable entre las partículas limpias reintroducidas al reactor y las que ya tienen una capa por completo desarrollada.

Este proceso ha mostrado menos susceptibilidad a disturbios en el influente, que el proceso de lodos activados o el del reactor biológico rotatorio. En condiciones de operación a régimen permanente, la remoción de DBO varía linealmente con la carga volumétrica del 85% con $2.5 \frac{\text{Kg DBO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$ al 40% con $20 \frac{\text{Kg DBO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$. (60)

Wheeldon y Bayley hicieron un estudio económico del proceso, concluyendo que la intensificación de tratamiento lograda con el sistema da ventajas sobre el de lodos activados, en términos de costos de capital y requerimientos de terreno para el equipo, pero por lo contrario, los costos de operación son significativamente mayores, principalmente por el consumo de energía por bombeo y por los requerimientos de oxígeno de alta pureza. Finalmente el estudio concluye que el campo potencial de aplicación del sistema es en los procesos que no requieren oxígeno, como por ejemplo, en la desnitrificación anóxica. (63)

En la Fig. 1.6 se muestra un diagrama de flujo del proceso en una planta piloto de la Dorr-Oliver. (56, 63)

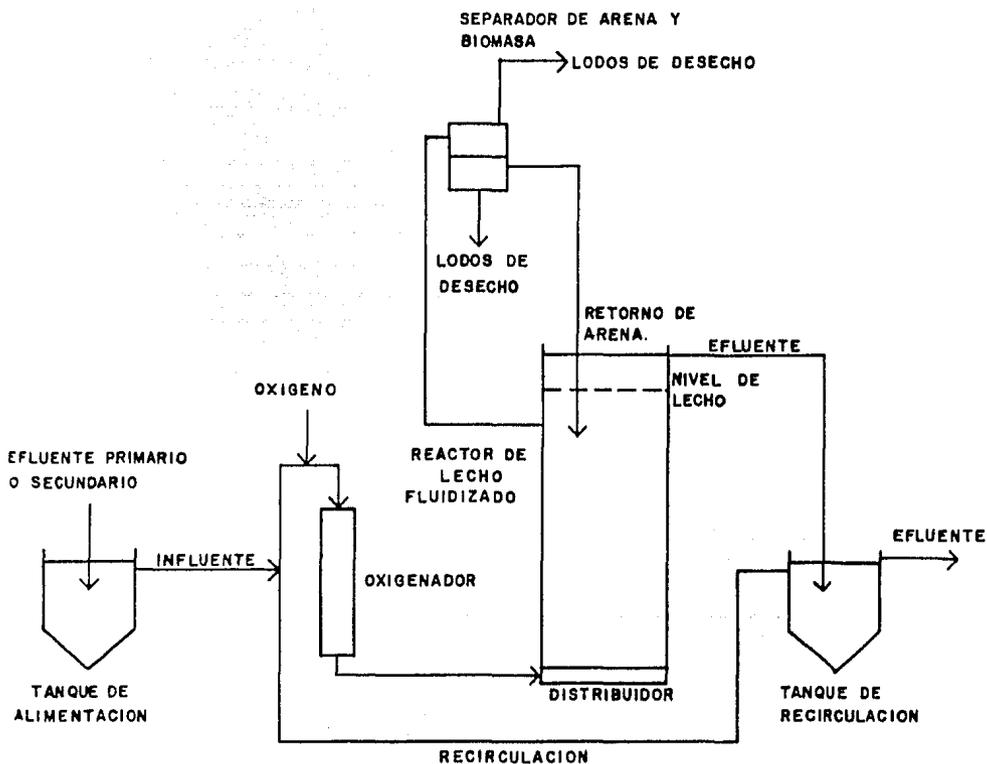


FIG. 1.6 PLANTA PILOTO DEL PROCESO DE TRATAMIENTO POR LECHO FLUIDIZADO (56).

1.4.2 Reactores biológicos rotatorios

Descripción.-

Los reactores biológicos rotatorios o "contactores" biológicos rotatorios (contactor es un término acuñado de reactor de contacto), están constituidos por grandes discos de plástico montados en una flecha horizontal y se encuentran colocados en tanques de concreto o fibra de vidrio. Los discos rotan lentamente y generalmente un 40% del área superficial de estos se encuentra sumergida en el agua de desecho. Inmediatamente después del arranque del reactor, los microorganismos, que se encuentran en forma natural en el agua de desecho, empiezan a adherirse a las caras de los discos y comienzan a multiplicarse hasta que en un periodo de aproximadamente una semana, toda la superficie de los discos se encuentra cubierta por una biopelícula con espesores de 1 a 4 mm. La biomasa adherida contiene de 50 000 a 100 000 mg/l de sólidos suspendidos. Si la biopelícula fuese arrancada de los discos y dispersada en el licor mezclado, su concentración sería de 10 000 a 20 000 mg/l. Tan alta población microbiana permite altos grados de tratamiento en tiempos de retención relativamente cortos.

Al rotar los discos, una parte de la biopelícula es expuesta al aire y ésta a su vez arrastra una película de agua en tratamiento, que escurre hacia abajo sobre la biopelícula, absorbiendo oxígeno del aire. Los microorganismos de la biopelícula entonces consumen este oxígeno disuelto y los materiales orgánicos de la película de agua. La biopelícula expuesta al aire, también consume materia orgánica y oxígeno disuelto al encontrarse sumergida en el agua de desecho. El

oxígeno disuelto que no es consumido en la película de agua de desecho que escurre de los discos, se mezcla con los componentes del licor mezclado, lo que mantiene una concentración determinada de oxígeno disuelto en el licor mezclado.

Los esfuerzos cortantes generados al volver a entrar la biopelícula al agua y pasar a través de ella, causan que el exceso de biomasa sea arrancada del medio de soporte y pase a formar parte del licor mezclado. Este fenómeno mantiene una población microbiana constante sobre los discos. El mezclado generado por la rotación de los discos, provoca que la biomasa desprendida se mantenga en suspensión y el flujo del agua en tratamiento se encarga de sacarla del sistema para, posteriormente, ser separada del agua tratada en un sedimentador.

El medio de soporte, operando de esta manera, tiene las siguientes funciones:

1. Proveer el área superficial para el desarrollo de grandes cultivos biológicos fijos.
2. Proveer un contacto vigoroso entre la biopelícula y el agua de desecho.
3. Airear eficientemente al agua de desecho.
4. Proveer un mecanismo eficiente para el desprendimiento constante del exceso de biomasa.
5. Agitar el licor mezclado para mantener los sólidos generados en suspensión y para mezclar adecuadamente cada etapa de tratamiento.

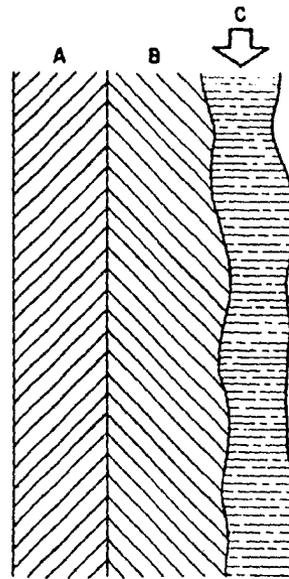
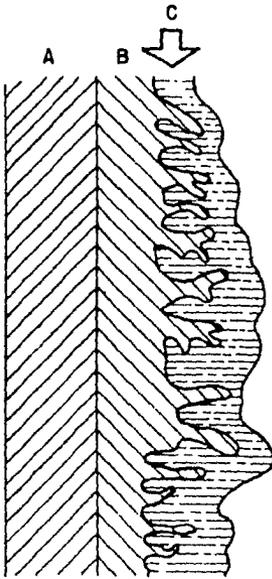
La naturaleza de los microorganismos en este sistema es muy diferente al desarrollado en los percoladores. En los percola-

dores el crecimiento es uniforme en espesor y frecuentemente tiene una apariencia gelatinosa, por lo que se le llama también lodo. En contraste al percolador, la biopelícula del reactor biológico rotatorio es afelpada, con muchos filamentos microscópicos, que se proyectan hacia afuera de la película adyacente al agua. En la Fig. 1.7 se observan estas características de esta biopelícula y la del percolador.⁽⁵⁾ En conjunto, representa un área superficial biológicamente activa más grande que la del filtro, lo que da una porción más grande de biomasa aerobia activa. La rugosidad de la biopelícula no se debe a la presencia de especies de microorganismos especiales, sino a la acción de la rotación, que al hacer pasar la biomasa por el agua y el aire, propicia la formación de estos filamentos microscópicos. Este crecimiento filamentosamente es más apreciable en las etapas iniciales, donde el crecimiento de la biopelícula es más alto. El mecanismo principal de desprendimiento de la biopelícula en el reactor biológico rotatorio es, en general, por el esfuerzo cortante hidráulico y no por anaerobiosis, como sucede en el percolador.

El crecimiento filamentosamente es limitado por la resistencia de la biopelícula al esfuerzo cortante causado por la rotación, lo que provoca que el espesor de la biopelícula se autorregule. La biomasa es arrancada en conglomerados grandes de microbios de biomasa densa fácilmente sedimentable. La rotación del medio de soporte provee turbulencia en la interfase de biomasa y agua de desecho, por lo que el oxígeno disuelto y materia orgánica soluble pueden llegar al interior de la biomasa, tanto por difusión como por el mecanismo del

REACTOR BIOLÓGICO ROTATORIO

"FILTRO" PERCOLADOR



PELICULA PSEUDOHOMOGENEA

PELICULA HETEROGENEA

A — SOPORTE INERTE

B — BIOPELICULA

C — PELICULA DE AGUA

FIG. 1.7.- REACTORES DE PELICULA BIOLÓGICA FIJA,
COMPARACION DE LA FORMA DE LA BIOPELICULA (5).

(5)
mezclado.

(59)
En el año de 1900, Weigand , en Alemania, fue el primero en concebir este sistema. Su patente describe al reactor como un cilindro consistente de láminas de madera. A pesar de existir desde 1900, la idea no fue retomada sino hasta la década de los treinta, en que Bach e Imhoff (30) hicieron pruebas con la idea de Weigand. Estas unidades sufrieron severos problemas de taponamiento en láminas y no hubo después más investigación con este equipo.

(1)
En los E.E.U.U. de A., Allen reportó la invención de la "rueda biológica" de Maltby en 1929. Esta "rueda" consistía de una serie de ruedas de paletas que rotaban . En el mismo año, (18) Doman reportó resultados obtenidos en un equipo que utilizaba discos rotatorios metálicos. No hubo más desarrollo en Europa hasta finales de la década de los cincuenta, cuando primero Hartmann (29) y después Poepel (48) , en la Universidad de Stuttgart, condujeron pruebas extensivas en discos de plástico de un metro de diámetro. Casi al mismo tiempo, empezó a utilizarse el poliestireno expandido como material barato de construcción. Los trabajos de Poepel y Hartmann, junto con el nuevo material, dieron como resultado un nuevo proceso comercial para el tratamiento de aguas de desecho. En 1957, la compañía de J. Conrad Stengelín, en Tuttlingen, R.F.A, empezó a fabricar discos de poliestireno expandido de 2 a 3 m de diámetro para plantas de tratamiento de aguas. La primera instalación comercial entró en operación en 1960 y el uso del proceso fue aceptado rápidamente en Europa, por su simplicidad

y su bajo consumo de energía.

En la década de los sesentas, la compañía Allis Chalmers empezó a hacer desarrollos en el proceso sin existir conocimiento de los trabajos previos. El proceso emergió como consecuencia de aplicaciones del reactor para procesos químicos industriales. Después de conocer las actividades europeas, la Allis Chalmers hizo un convenio comercial con los fabricantes alemanes para la construcción y venta del sistema en los E.E.U.U. de A.. El proceso comercial fue llamado "Biodisc" en América y Europa, entrando en operación, la primera planta del sistema comercial en América hasta 1960. Las actividades de la Allis Chalmers siguieron hasta 1970 sin mucho éxito comercial y para esa época se creó la Autotrol Corporation, subsidiaria de la Allis Chalmers. En 1972, la Autotrol anunció el desarrollo de un soporte nuevo, construido con placas corrugadas de polietileno. Esto incrementó el área superficial de $52.5 \text{ m}^2 / \text{m}^3$ a $121.4 \text{ m}^2 / \text{m}^3$ en el nuevo material. Este nuevo desarrollo se conoce como el proceso "Biosurf". A raíz de este nuevo proceso, el uso comercial del reactor biológico rotatorio aumentó en forma constante. En 1976 ya existían en E.E.U.U. y Canadá más de 80 instalaciones, quince con capacidad mayor a $3800 \text{ m}^3 / \text{d}$, dos con capacidad de $113\,000 \text{ m}^3 / \text{d}$ para efluentes de la industria del papel y una de $204\,000 \text{ m}^3 / \text{d}$ para aguas negras. En Europa existen más de mil instalaciones, principalmente en Alemania Federal, Suiza y Francia así como en Italia, Austria, Gran Bretaña y los países escandinavos. La mayoría de las instalaciones dan servicio a poblaciones de

menos de mil habitantes y existen algunas que dan servicio a poblaciones de más de diez mil habitantes.

En años recientes otros fabricantes han empezado a fabricar discos de poliestireno expandido y han sido comercializados como proceso "Biodisc" o proceso de superficie biológica rotatoria.⁽⁵⁾

En los reactores biológicos rotatorios, conocidos como RBR, se pueden encontrar dos tipos de sistemas:

1.-RBR sumergido

2.-RBR no sumergido

1.-RBR sumergido: Existen actualmente unidades de RBR's comerciales de tipo sumergido y se utilizan en la desnitrificación o en sistemas anaerobios. No existen muchos datos publicados en lo referente a su capacidad y se han efectuado algunos trabajos experimentales con este tipo de proceso.⁽¹¹⁾

2.-RBR no sumergido: El RBR no sumergido es el más común. Principalmente se utiliza en la remoción de DBO carbonáceo,⁵ pero también se utiliza en la nitrificación.

El RBR, por su gran área superficial, requiere periodos cortos de contacto; puede manejar gastos en un gran intervalo, que va desde los $3\ 800\ m^3/d$ hasta $380\ 000\ m^3/d$.³ Las unidades comerciales sencillas tienen discos de hasta 3.7 metros de diámetro y una longitud de la unidad de 7.6 metros de longitud, con hasta $9290\ m^2$ de superficie por sección.⁽²⁰⁾

El nivel de tratamiento, como en otros sistemas biológicos, dependen de la carga al sistema. Para aguas negras, con cargas

de 6 a 20 g DBO² /m⁵.disco.d da un 90% de remoción de
(12,22,26,63)
DBO .

Las variables principales que afectan al proceso
(20,54)
son:

- 1.Velocidad rotacional
- 2.Carga orgánica
- 3.Número de etapas
- 4.Temperatura

1.Velocidad rotacional: Se ha encontrado que a más de 18 m/min no existen mejoras notorias en el proceso. Al aumentar la velocidad de rotación, el contacto entre la biomasa y los substratos, la aireación y mezclado aumentan y puede esperarse una mayor eficiencia, pero el consumo de energía se incrementa más rápidamente que los beneficios derivados del aumento de la velocidad.

No es correcto utilizar la velocidad periférica como base de escalamiento, sino más bien la velocidad de transferencia de oxígeno por unidad de superficie de disco, que es favorecida con el aumento de las rpm. Para propósitos prácticos, el criterio de las rpm para escalamiento, es el correcto. Tantas más revoluciones por minuto se tengan, la transferencia de oxígeno es mayor, el barrido de la biomasa por el agua de desecho aumenta y la reducción de DBO también se incrementa.
Se tienen velocidades rotacionales recomendadas de 2-3 rpm para equipos de tamaño industrial.

2.Carga orgánica: La carga orgánica debe de utilizarse como

parámetro de diseño y no la carga hidráulica. Debe de considerarse, en un proceso aerobio, que se requiere $1 \text{ Kg O} / \text{Kg DBO}$ ² para satisfacer la demanda metabólica microbiana, por lo que para tener ese sistema aerobio, debe de cuidarse la cantidad de DBO que llega a la primera etapa con relación a la cantidad de oxígeno que es posible transferir en ésta. Se debe de tener, por etapa, la máxima carga orgánica por unidad de área para tener el máximo de eficiencia y evitar así el tener área desperdiciada en las últimas etapas del reactor, si se tuviese la misma área en todas las cámaras del reactor.

3. Número de etapas: En el tratamiento de aguas negras se han encontrado mejoras al utilizar 4 etapas en lugar de 2, pero no se han visto mejoras al utilizar más de 4 etapas. También, en el tratamiento de residuos líquidos carbonáceos, no se han encontrado mejoras notables en el tratamiento de este efluente industrial, con más de 4 etapas⁽²⁵⁾. El uso de más etapas en lugar de menos, tiene un efecto estabilizador en la consistencia de la calidad del agua tratada, ya que se tiene más capacidad amortiguadora para variaciones en las aguas a tratar, lo que dará como efecto, el hacer mínimas las desviaciones del promedio de calidad de tratamiento.

4. Temperatura: Entre 13 y 29 °C no hay efectos apreciables de la temperatura en el tratamiento de aguas residuales, para temperaturas menores a 13 °C la eficiencia de remoción baja considerablemente. Para éste y otros tipos de aguas de desecho, la naturaleza de éstas y el equilibrio entre el espesor aerobio de la biopelícula y la difusión del oxígeno, son los factores que afectan la eficiencia, al variar la temperatura

en el sistema.

En el RBR no existe la necesidad de recirculación del agua tratada ni de la biomasa, lo que hace al sistema sencillo en su operación. El uso de motores eléctricos y reductores standard, así como sistemas de transmisión sencillos y bajas velocidades rotacionales, hacen que los requerimientos de mantenimiento sean bajos. Por lo sencillo del sistema, no se requiere gente especializada para la operación de la planta. (19)

Tanto los percoladores como los RBR's, utilizan la biopelícula fija, con la diferencia de que en el percolador el agua es escurrida sobre el medio de soporte, provocando un flujo casi laminar de las aguas de desecho que escurren. Este fenómeno afecta la operación del percolador de la siguiente manera:

-Tiempos de contacto cortos:

El tiempo de retención de las aguas de desecho, en el percolador, es relativamente corto, lo que limita el nivel de tratamiento, especialmente para la remoción de DBO soluble.

5

-Contacto pobre con el agua de desecho:

El contacto entre la biopelícula y las aguas de desecho no es intenso, lo que causa una penetración pequeña de la materia orgánica y oxígeno disueltos en la biopelícula.

-Desprendimiento de biomasa poco efectivo:

Al existir un compromiso entre los dos puntos anteriores, el exceso de biomasa no es removido eficientemente en los percoladores, por lo que existe el problema de taponamientos. El

desprendimiento ocurre, en términos generales, por el desarrollo de condiciones anaerobias en las zonas cercanas al medio de soporte.

En el RBR, la biomasa pasa a través del agua de desecho y no el agua sobre la biomasa. Esta diferencia entre el percolador y el RBR, evita que en el último haya taponamientos.

En el RBR, por la diferencia antes mencionada, se generan las siguientes mejoras con respecto al percolador:

***Desprendimiento de biomasa controlado:**

En el RBR, las fuerzas cortantes controlan el exceso de biomasa de los discos, lo que evita cualquier problema de taponamiento.

***Ausencia de insectos molestos:**

Al existir un mojado constante de toda la biomasa, se evita el desarrollo de las moscas típicas que proliferan en los percoladores.

***Aireación eficiente:**

La aireación en el RBR a toda la biomasa fija en el soporte es muy buena y se debe a la rotación de los discos.

***Contacto controlado entre las fases:**

La intensidad de contacto entre la biomasa y las aguas de desecho y la capacidad de aireación pueden ser controlados con el diseño apropiado con base en una velocidad rotacional.

***Altos niveles de tratamiento:**

El tiempo de retención hidráulico es también controlado me-

dian­te la selecc­ión de un tama­ño apro­piado de tanque.

Así, para altos niveles de tratamiento, con un adecuado tamaño de tanque, no se tiene la necesidad de recircular agua tratada como sucede en el percolador.

En el proceso del RBR puede tenerse también el efecto alcanzado por el sistema de lodos activados, ya que en el RBR existen microorganismos en suspensión en el licor mezclado, que producen eficiencias altas de tratamiento y un efluente claro. Sin embargo, la diferencia con los lodos activados es que en el RBR el 95% de los sólidos biológicos están fijos al medio de soporte, lo que hace a un proceso diferente del otro en los siguientes puntos:

i) Estabilidad del proceso:

El proceso de lodos activados depende de la cantidad de lodos recirculados para una buena operación. Cuando existen sobrecargas hidráulicas, pueden perderse lodos en los clarificadores secundarios, lo que afecta al proceso. También, las variaciones en cargas orgánicas, pueden provocar pérdidas en el clarificador, al existir aglutinación de los lodos. El RBR, no es perturbado por las variaciones en las cargas hidráulicas ni orgánicas, debido a que la mayor parte de los organismos activos, están fijos al medio de soporte.

ii) Flexibilidad:

El RBR no tiene problemas si recibe cargas hidráulicas inferiores a las de diseño o de carga cero. Por lo contrario, al darse tiempos de retención hidráulicos más grandes, se tienen mayores eficiencias en tratamiento y al no haber alimentación,

puede recircularse el agua que sale del reactor para mantener la biomasa viva. En las plantas de lodos activados estas situaciones causarían serios disturbios en el sistema.

Además el RBR puede expandirse, ya que su construcción es modular y la pérdida de cabeza hidráulica es baja.

iii) Mantenimiento y consumo de energía:

El RBR requiere mantenimiento y cantidades de energía mucho más bajas que los lodos activados, lo que lo hace más atractivo que los lodos activados.

iv) Facilidad de nitrificación:

El RBR puede lograr la nitrificación a cualquier nivel, en una etapa sencilla de tratamiento. Esto no es posible en el proceso de lodos activados, en donde se requieren dos etapas de proceso, con sistemas de aireación, sedimentación y de recirculación de lodos para cada etapa.

v) Características del lodo:

La alta densidad y baja concentración de los sólidos del licor mezclado del RBR, permite sobrediseños en los clarificadores, para sobrecargas hidráulicas en el sistema, sin problemas en la compresión de los lodos. Esto no sería posible en el proceso de lodos activados, en los que además debe preverse el manejo de cantidades suficientes de lodos en los clarificadores para su recirculación.

Además, en el proceso del RBR pueden diseñarse los clarificadores para cualquier nivel de tratamiento sin que existan problemas en la sedimentación de los lodos. También, debido a que los lodos del RBR se espesan hasta altas concentraciones en el clarificador secundario, pueden disminuirse o eliminarse

las facilidades para el espesamiento de los lodos.

Por estas razones, y por experimentaciones preliminares previas a nivel laboratorio, cuando se planteó el uso de sistemas de película fija aerobia para el tratamiento de un tipo de específico de aguas residuales de la industria alimentaria, se pensó en utilizar al RBR como el proceso idóneo. (19)

Estas aguas de desecho son las que provienen de la industrialización del maíz para consumo humano. En México, el maíz para consumo humano se procesa siguiendo un método precolombiano, la nixtamalización (del náhuatl *nexilli*, cenizas de cal y tamalli, masa de maíz cocido), basado en la lixiviación del grano en medio alcalino con $\text{Ca}(\text{OH})_2$, con objeto de eliminar el pericarpio del grano y facilitar la molienda. Este proceso ha sido modificado en el caso de la producción a nivel industrial para reducir tiempos de cocción y de consumo de energía e insumos.

El maíz, después de la cocción en el medio alcalino, es lavado para eliminar el exceso de solución alcalina utilizada en el proceso y el pericarpio, siendo las cantidades de agua utilizada para la cocción y lavado, volúmenes muy grandes. A la mezcla líquida resultante de ambas etapas del proceso se le conoce como nejayote (del náhuatl, *nexilli*, cenizas de cal y *áyotl*, caldo o cosa aguada). El nejayote es un efluente de tipo carbonáceo, ya que su proporción carbono:nitrógeno excede a las encontradas en los desagües domésticos. En la nixtamalización de granos duros se pierde, en promedio, un 5% en peso

(base seca) del grano. De ese 5%, en el nejayote se encuentra un 3% en suspensión y el 2% restante en solución. Esta materia orgánica disuelta, al ser metabolizada biológicamente y transformada a biomasa suspendida, puede utilizarse como complemento alimenticio en dietas de animales monogástricos como son pollos, peces y cerdos. Su empleo podría representar un incentivo económico al tratamiento "per se". Además se tiene la ventaja de recircular el agua tratada al sistema ahorrando este insumo en el proceso. (4,19,25,47)

Con objeto de verificar la posibilidad de correlacionar los resultados de dos sistemas con una diferencia de escala de 1:5 para obtener modelos que puedan reproducir el comportamiento de estos sistemas en equipos a nivel piloto y prototipo, se realizaron experimentos empleando nejayote de un molino de nixtamal comercial.

En los capítulos siguientes se pormenorizarán los resultados obtenidos, así como las recomendaciones para escalar el proceso a nivel planta piloto.

2. MODELOS MATEMATICOS

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 afecten.

En este caso, la ecuación provendrá del planteamiento del balance de materia en el reactor biológico bajo ciertas suposiciones acerca de la cinética de la utilización del sustrato orgánico por los microorganismos y acerca de los procesos de difusión, tanto del sustrato orgánico como del oxígeno requerido por los microorganismos para degradar la materia orgánica que se encuentre disuelta en el agua de desecho.

Un modelo matemático es una herramienta muy útil tanto para el diseño, como para la predicción del funcionamiento de un proceso bajo diferentes situaciones y condiciones, aunque hay que tener presente que es justamente una herramienta y puede, en ocasiones, ser incapaz de representar los fenómenos biológicos estudiados.

(43)

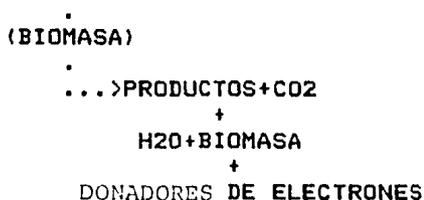
2.1 Generalidades

2.1.1 Mecanismo de las reacciones biológicas.

En el tratamiento biológico de aguas residuales, se presenta una gran variedad de especies bacterianas, sustratos orgánicos, productos de reacción y compuestos inhibidores. La mayoría de las plantas y procesos de tratamiento aprovechan a las especies de bacterias que se hallan de forma natural en el agua de desecho, que comúnmente son de tipo facultativo, por

su habilidad de realizar sus funciones metabólicas ya sea en ambientes aerobios o anaerobios y de tipo heterotrófico por su dependencia tanto de carbón como de energía. Dentro de una mezcla de sustratos orgánicos, las bacterias pueden consumirlos simultáneamente o en forma secuencial dependiendo de las características de la mezcla y de los tipos de bacterias presentes. La reacción global de remoción de material orgánico en solución por bacterias en forma de biomasa puede ser escrita de la siguiente manera:

SUSTRATO+ACEPTORES DE ELECTRONES>.



El agua de desecho puede tener una gran variedad de sustratos tales como azúcares, almidones, grasas o materiales de desecho de otras bacterias como ácidos de bajo peso molecular, alcoholes o componentes de células muertas. Puesto que los poros de las membranas celulares son del orden de 5 Å, sólo los sustratos cuyo tamaño de molécula sea pequeño son asimilados dentro de la célula. Las moléculas más grandes, tales como polisacáridos y partículas coloidales, son rotas en la parte externa de la célula por la acción de enzimas secretadas al exterior por las bacterias. Generalmente los materiales no se difunden al interior de la célula mientras no se encuentren formando un complejo con la enzima permeasa, la cual provoca que el poro celular se dilate y el complejo penetre dentro de la célula.

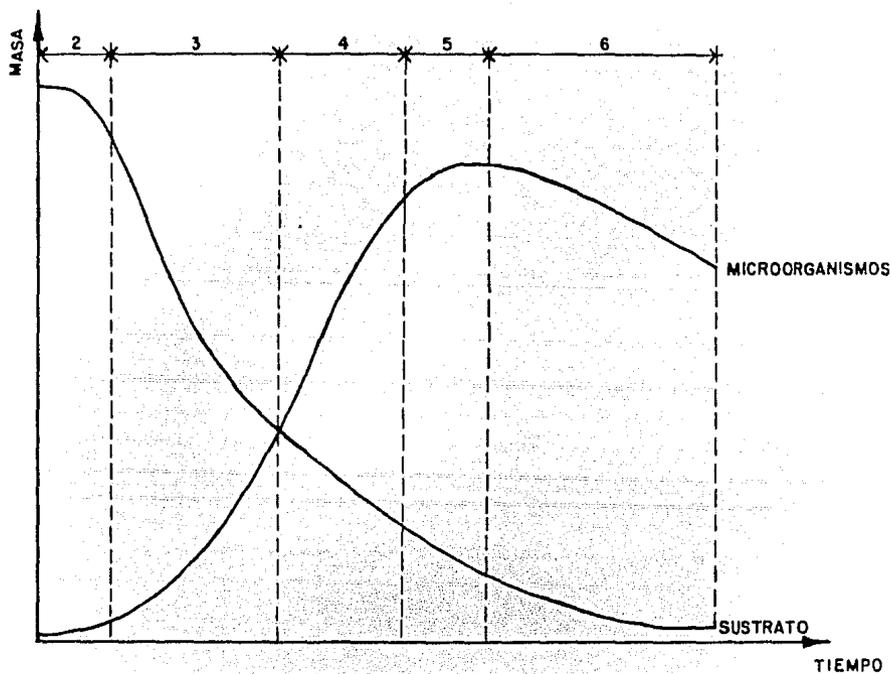
Para las bacterias aerobias, en las cuales el agente aceptor de electrones es el oxígeno molecular, los productos son generalmente etanol y ácidos alifáticos tales como el fórmico, acético y láctico. Estos compuestos permanecen en la solución como DBO, DBO₅ y COT residual hasta que no se consume por completo el sustrato primario y los microbios se ven forzados a consumir esos compuestos para sobrevivir. (20)

2.1.2 Etapas de un cultivo microbiano discontinuo

Los procesos biológicos de tipo discontinuo son encontrados comúnmente en sistemas a nivel laboratorio, a nivel industrial y también en 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 microbios de tipo aerobio, a lo largo del tiempo.

La curva típica obtenida al graficar la concentración de microbios en función del tiempo se muestra en la Fig. 2.1. (57)

Inicialmente la población microbiana permanece constante durante un intervalo de tiempo conocido como periodo de retardo, durante el cual los microbios se acostumbran a las condiciones ambientales. Después del periodo de retardo, que puede prolongarse hasta por varias horas, 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,



- 1.- PERIODO DE RETARDO
- 2.- PERIODO DE ACELERACION
- 3.- ETAPA LOGARITMICA
- 4.- ETAPA DE DECLINACION
- 5.- ETAPA ESTACIONARIA
- 6.- ETAPA ENDOGENA

FIG. 2.1 ETAPAS DE UN CULTIVO DISCONTINUO (57).

alcanzan una concentración estacionaria. Una vez que los microbios se han aclimatado al medio se multiplican rápidamente de acuerdo a una cinética de primer orden con respecto a la concentración de estos:

$$dX/dt = k X$$

donde X =peso de células en base seca/volumen
 k =velocidad específica de crecimiento, tiempo⁻¹
 t =tiempo

Puesto que al integrar la ecuación anterior se obtiene una expresión logarítmica, a esta etapa del crecimiento se le conoce como etapa logarítmica. Durante esta fase existe una relación alta de alimento a microbios y una fracción muy alta de microbios vivos. Eventualmente el alimento es consumido hasta un punto en el cual existe una gran cantidad de microbios y una cantidad de alimento insuficiente para sostener la misma velocidad de crecimiento que en la etapa logarítmica. Durante esta etapa de declinación en el crecimiento, la concentración de nutrientes esenciales desciende y se acumulan toxinas como ácidos o alcoholes. Mientras que la concentración de alimento va limitando el proceso, la rapidez o velocidad de muerte de microbios se incrementa hasta que se alcanza la etapa estacionaria, en la cual la velocidad de muerte de microbios casi alcanza a la velocidad de síntesis de estos. Eventualmente la fuente de alimento disminuye de manera tal, como para originar que la velocidad de muerte rebase a la de síntesis y se dé un decremento en la concentración de células vivas. Durante esta etapa, conocida como etapa endógena, las células utilizan la energía almacenada en forma de ATP para

sus funciones vitales, hasta que disminuye su contenido de ATP y las células mueren.

En un proceso continuo, tal como el proceso de lodos activados, el de filtros percoladores o el de biodiscos, dado que los microbios se encuentran aclimatados y existe una relación de alimento a microbios generalmente alta, la etapa predominante es la de crecimiento logarítmico con la expresión de cinética correspondiente. Para el caso del sistema de lodos activados por razones económicas se acostumbra operar en la etapa estacionaria de crecimiento. (57)

2.2 Cinética de las reacciones biológicas

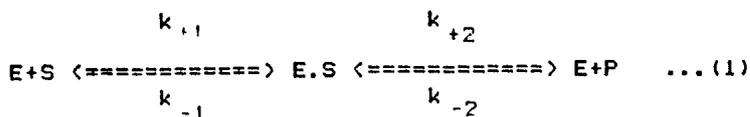
Sólo en raras ocasiones, los complicados mecanismos biológicos son conocidos con el detalle suficiente como para permitir la formulación de una expresión analítica de la cinética de estos. Más aún, en tratamientos de aguas, en donde la biomasa es un zoológico microbiano y el sustrato puede llegar a ser una mezcla de desperdicios domésticos e industriales, cualquier expresión de la cinética de las reacciones biológicas debe basarse sobre una serie de suposiciones tendientes a simplificarla. A continuación se presentarán algunos de los modelos de uso más común, que han sido formulados para expresiones que representan la cinética de los procesos biológicos. (57)

(57)

2.2.1 Modelo propuesto por Michaelis y Menten.

Michaelis y Menten formularon un modelo simplificado para representar el consumo de sustrato, S , suponiendo que las

moléculas de éste 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 de acuerdo a la reacción siguiente:



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:

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

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

$$y \quad dE.S/dt = k_{+1} S E - (k_{-1} + k_{+2}) E.S + k_{-2} E P \quad \dots(3)$$

donde $dE.S/dt$ = 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. Puesto 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:

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

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

Con objeto de simplificar este sistema de ecuaciones no li-

neales, se supone que la reacción ocurre bajo condiciones de equilibrio para la concentración del complejo.

Igualando la Ec. (3) a cero tenemos:

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

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

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

en donde:

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

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

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

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

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

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

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 de sustrato. (57)

(41)

2.2.2 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, μ , dependía de la concentración de sustrato, S , sólo a bajas concentraciones de éste y al graficar μ contra S , observó que

el comportamiento de las curvas seguía siempre una misma tendencia y notó que estas curvas podían ser descritas por la ecuación de una hipérbola rectangular.

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:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad \dots (9)$$

La Ec.(9) es conocida como la expresión de Monod para la síntesis biológica. (23,41)

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 remplazada por:

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

Puesto que S^0 y $E \cdot S$ se suponen constantes en la Ec.(5), tenemos 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:

$$dX/dt = \mu_m X \frac{S}{(K_m + S)} \quad \dots (11)$$

Las constantes en 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. (57)

2.2.3 Relación entre el consumo de sustrato y el crecimiento microbiano

No obstante que la Ec. (8) indica una relación uno a uno entre el consumo de sustrato y la formación de producto, esta correspondencia no tiene por qué llevarse a cabo en la práctica, donde existen varias vías de consumo de sustrato. Una parte del sustrato se consume al ser utilizado por los microbios como fuente de energía, dando productos finales del catabolismo (CO_2 , H_2O , NH_3 , etc.), pero, puesto que la mayor parte del sustrato se transforma en nuevas células, se acostumbra relacionar la velocidad de consumo de sustrato con la de producción de células mediante la siguiente expresión:

$$dX/dt = -Y (dS/dt) \quad \dots (12)$$

donde Y = unidades de microbios formados por unidad de sustrato utilizado

Expresando el consumo de sustrato en términos de producción de biomasa se tiene: (23,57)

$$dS/dt = -(1/Y) dX/dt$$

$$dS/dt = -\mu_m \times S/Y(K_s+S) \quad \dots (13)$$

2.3 Algunos modelos matemáticos de la degradación de sustrato en sistemas de película biológica activa

A continuación se presentarán algunos de los modelos matemáticos reportados en la literatura sobre la degradación de sustrato orgánico en sistemas de película biológica activa. Todos ellos parten del planteamiento del balance de materia en el sistema continuo con reacción biológica y las diferencias entre estos radican básicamente en las consideraciones acerca de los procesos de difusión de las sustancias requeridas por los microbios adheridos a los discos (sustrato orgánico y oxígeno).

En un capítulo posterior se presentará la correlación de los resultados obtenidos en la fase experimental con los modelos planteados en el presente capítulo.

2.3.1 Localización del reactor biológico rotatorio dentro de la clasificación de reactores

Cada etapa de un reactor biológico rotatorio opera como un reactor continuo de tanque agitado y, en general, se considera como de mezclado perfecto. La representación gráfica de un RBR se muestra en la Fig. 2.2. Para un reactor continuo de mezclado perfecto la concentración de sustrato en el recipiente es la misma que en el efluente, S_e . De esta manera, el influente al entrar al reactor se dispersa inmediatamente en un medio de menor concentración.

La forma como actúa la película biológica activa adherida a

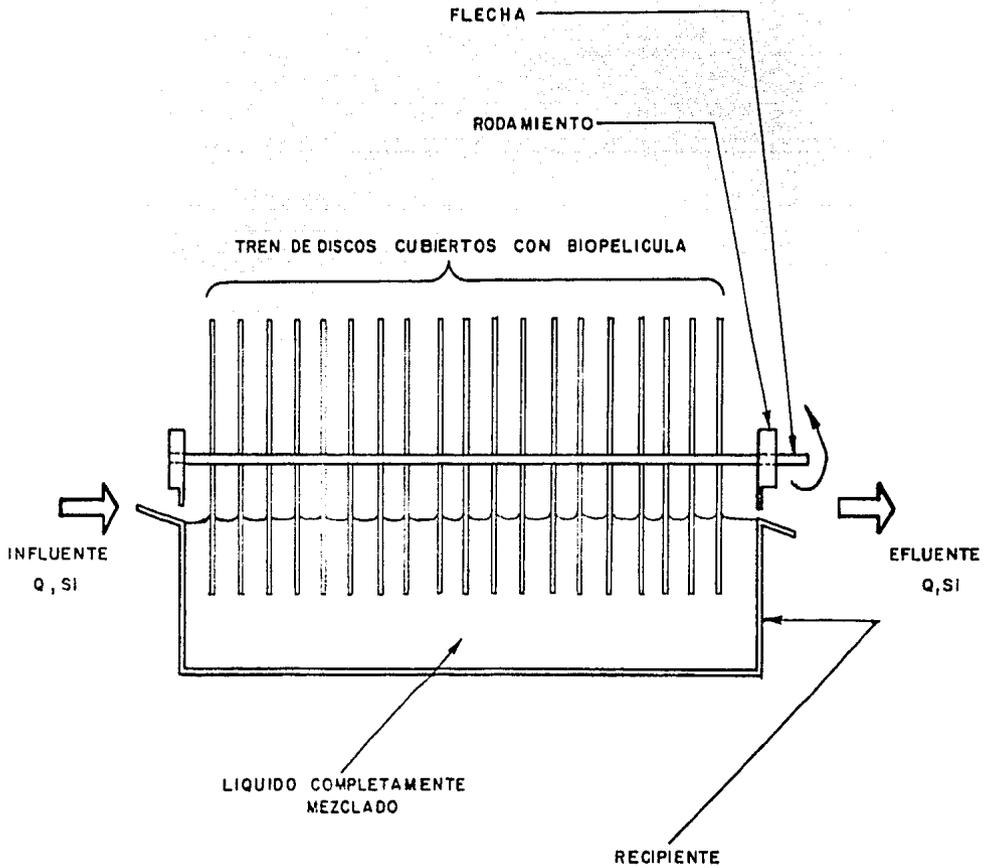


FIG. 2.2 DIAGRAMA ESQUEMATICO DE UNA ETAPA DE UN R.B.R.
(REACTOR BIOLÓGICO ROTATORIO), CON LA FLECHA PARALELA
AL SENTIDO DEL FLUJO.

los discos es muy similar a la forma en que se efectúa la catálisis heterogénea en lecho fijo; los nutrientes y el oxígeno penetran al interior de la película por difusión, fenómeno similar al que ocurre en un catalizador poroso, y llegan a las células a lo largo del espesor de ésta, las células vivas actúan de manera semejante a los sitios activos de un catalizador poroso. De esta manera puede esperarse que la operación de un RBR se vea limitada por los procesos de difusión ya sea de sustrato o de oxígeno al interior de la biopelícula dependiendo de la concentración de sustrato en la masa del líquido en el que se encuentran sumergidos los discos. La línea divisoria entre los procesos limitados por la transferencia de oxígeno y por la transferencia de sustrato se halla en el intervalo de 300 - 500 mg DQO/l. Para una concentración de sustrato por abajo de este intervalo, el sistema se encuentra por lo general limitado por la transferencia de sustrato. Para concentraciones por arriba de este intervalo, generalmente no es capaz de difundirse la cantidad suficiente de oxígeno dentro de la biopelícula y, por lo tanto, el sistema se encontrará limitado por la transferencia de oxígeno. (57)

Los microbios que se encuentran en suspensión en forma de biomasa también efectúan sus funciones metabólicas y, por lo tanto, también consumen sustrato. El consumo debido a estos podrá ser despreciado con respecto al consumo realizado por los microbios de la biopelícula sólo si la masa total de microbios en suspensión es mucho menor que la masa total de la biopelícula.

2.3.2 Modelo propuesto por Kornegay y Andrews

El modelo planteado por Kornegay 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, tal como se muestra en la Fig. 2.3, 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).

Sea Q =flujo volumétrico

S_i =concentración de sustrato en el influente

S_e =concentración de sustrato en el licor mezclado
y en el efluente

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

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

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

$$Q S_i - dS/dt V = Q S_e \quad \dots (14)$$

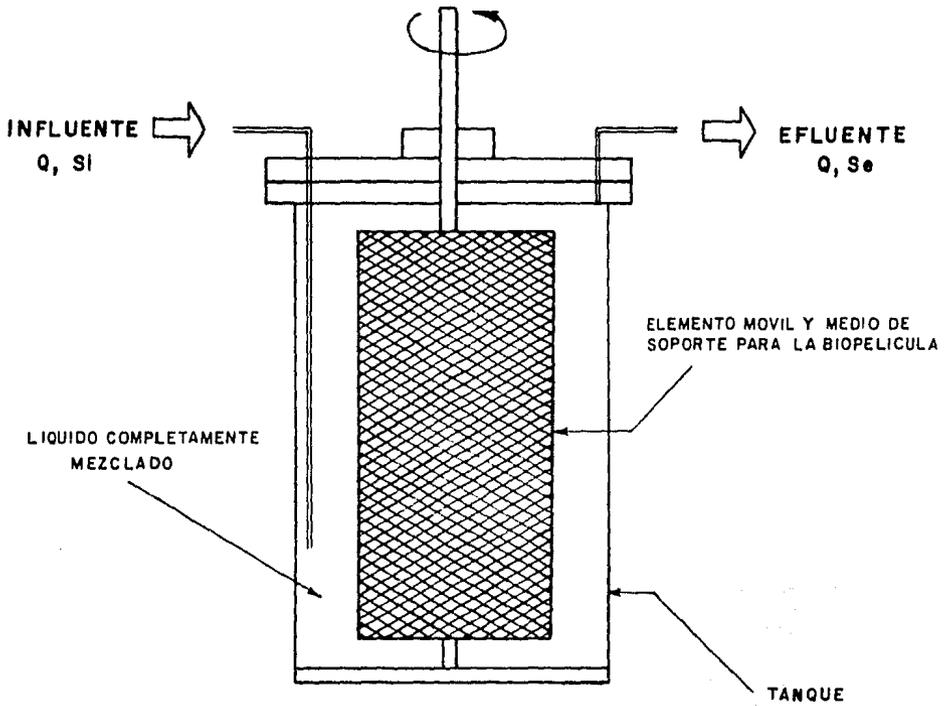


FIG. 2.3 REACTOR ANULAR EMPLEADO PARA ESTUDIOS DE DEGRADACION CONTINUA, POR KORNEGAY Y ANDREWS (34).

donde V = volumen del tanque

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

$$dS/dt \quad V = -1/Y \quad dX/dt \quad A \quad \delta \quad \dots (15)$$

De acuerdo a la relación de Monod

$$dX/dt = \mu_m \quad X \quad Se / (K_s + Se) \quad \dots (16)$$

Sustituyendo la Ec. (15) y la Ec. (16) en la Ec. (14)

$$Q \quad Si + \mu_m \quad X \quad Se \quad A \quad \delta / [Y \quad (K_s + Se)] = Q \quad Se \quad \dots (17)$$

$$Q \quad (Si - Se) = \mu_m \quad A \quad X \quad \delta \quad [Se / (K_s + Se)] / Y \quad \dots (18)$$

La Ec. (18) puede reorganizarse con el objeto tanto de probar si el modelo se ajusta a los datos experimentales, como para obtener los parámetros cinéticos μ_m y K_s , de la siguiente manera:

$$A \quad X \quad \delta / [Q \quad Y \quad (Si - Se)] = (K_s / \mu_m) \quad (1/Se) + 1 / \mu_m \quad \dots (19)$$

A , X , δ , Q , Y , Si y Se se obtienen experimentalmente. Si al graficar $A \quad X \quad \delta / [Q \quad Y \quad (Si - Se)]$ 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, al valor de K_s / μ_m .

(35)

2.2.3 Modelo de Kornegay para un RBR

(35)

En una publicación posterior Kornegay, añadió a su modelo original un término de remoción de sustrato debido a los microbios encontrados como biomasa en suspensión.

La ecuación que se obtiene del planteamiento del balance de

materia considerando nuevamente un reactor continuo de tanque agitado ideal es la siguiente:

$$Q S_i - [(dS/dt)_a V_a + (dS/dt)_s V_l] = Q S_e \quad \dots(20)$$

- donde
- S = concentración de 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 efluente
 - 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:

$$Y_a = (dX/dt)_a / (dS/dt)_a \quad \dots(21)$$

$$Y_s = (dX/dt)_s / (dS/dt)_s \quad \dots(22)$$

- 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:

$$\mu_a = (dX/dt)_a / X_a = \mu_m S_a / (K_s + S_a) \quad \dots(23)$$

$$\mu_s = (dX/dt)_s / X_s = \mu_m S_s / (K_s + S_s) \quad \dots(24)$$

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

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \mu_a X_a S_e / [Y_a(K_s + S_e)] \quad \dots(25)$$

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_s = \mu_s X_s S_e / [Y_s(K_s + S_e)] \quad \dots(26)$$

Sustituyendo las Ecs. (25) y (26) en la Ec. (20) y calculando el volumen de biomasa adherida activa para un RBR de N discos sumergidos parcialmente como

$$V_a = 2 N \pi \delta (R^2 - r^2) \quad \dots(27)$$

donde δ = espesor activo de la película en condiciones de régimen permanente
 R = radio de los discos (Fig.2.4)
 r = radio de la parte no sumergida de los discos

se tendrá:

$$Q_{Si} - \frac{2N \pi \delta (R^2 - r^2) X_a \mu_a S_e}{Y_a(K_s + S_e)} + \frac{X_s V_l \mu_s S_e}{Y_s(K_s + S_e)} = Q_{Se}$$

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

$$Q_{Si} - (2N \pi \delta (R^2 - r^2) X_a + X_s V_l) \mu S_e / Y(K_s + S_e) = Q_{Se} \quad \dots(28)$$

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

$$(2N \pi \delta (R^2 - r^2) X_a + X_s V_l) / Q Y(S_i - S_e) = (K_s / S_e \mu) + 1 / \mu \quad \dots(29)$$

$$Q [2N \pi \delta (R^2 - r^2) X_a / V_l + X_s] / Y(S_i - S_e) = (K_s / S_e \mu) + 1 / \mu \quad \dots(30)$$

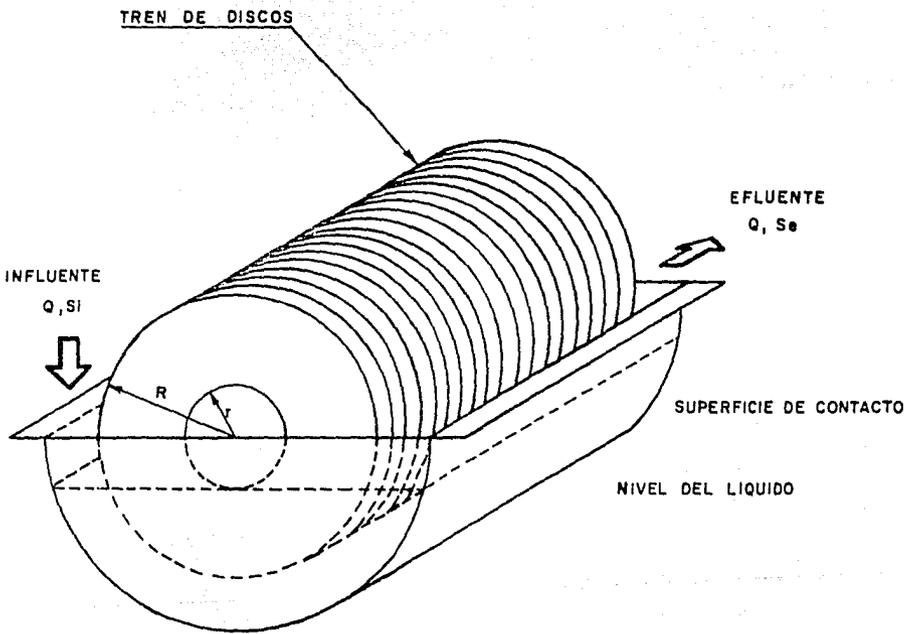


FIG. 2.4 ESQUEMA PARA EL MODELO DE KORNEGAY (35).

donde $\theta = V/Q$, tiempo de retención hidráulico

S_e , S_i , Q , X_a , X_s , V , N , R y r se obtienen en forma experimental. Si al graficar el lado izquierdo de la Ec.(30) 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 corresponderá al valor de K_s/μ_m .

(53)

2.3.3 Modelo propuesto por Schroeder

(53)

El modelo desarrollado por Schroeder 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:

$$N_z = f \delta K_o S^2 / (K_s + S) \quad \dots (31)$$

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

f =factor de proporcionalidad

δ =espesor activo de la película biológica

K_o =constantes 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 cara de disco puede expresarse como:

$$Mz = f \delta K_o A S^2 / (Ks+S) \quad \dots (32)$$

donde Mz =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:

$$V dS/dt = - Mz \quad \dots (33)$$

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

Combinando las Ecs. (31) y (32) se llega a la siguiente expresión:

$$V dS/dt = - f \delta K_o A S^2 / (Ks+S) \quad \dots (34)$$

La Ec. (32) puede ser integrada entre los límites S_i y S_e de la siguiente forma:

$$\int_{S_i}^{S_e} (Ks+S) / S^2 dS = - f \delta K_o A / V \int_0^t dt \quad \dots (35)$$

$$\int_{S_i}^{S_e} Ks/S^2 dS + \int_{S_i}^{S_e} dS/S = - f \delta K_o A / V \int_0^t dt \quad \dots (36)$$

$$-Ks/S \Big|_{S_i}^{S_e} + \ln S \Big|_{S_i}^{S_e} = - f \delta K_o A \theta / V \quad \dots (37)$$

$$-Ks(1/S_e - 1/S_i) + \ln S_e/S_i = - f \delta K_o A \theta / V \quad \dots (38)$$

$$K_s(1/S_e - 1/S_i) + \ln S_i/S_e = -f \int K_o A \theta / V \dots (39)$$

$$K_s(1/S_e - 1/S_i) + \ln S_i/S_e = P \theta \dots (40)$$

donde θ = tiempo de retención hidráulico del RBR

$$P = -f \int K_o A / V$$

La Ec. (40) 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 K_s : (43)

$$(1/S_e - 1/S_i) / (\ln S_i/S_e) = (P \theta / (K_s \ln S_i/S_e)) - 1/K_s \dots (41)$$

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

(48)

2.3.4 Modelo propuesto por Poepel

El modelo propuesto por Poepel se basa en una cinética de consumo de sustrato de orden 0.5 con respecto al sustrato y fue deducido a partir de datos experimentales de siete unidades RBR.

La ecuación obtenida del planteamiento del balance de materia suponiendo un reactor continuo de tanque agitado de mezclado perfecto es la siguiente:

$$Q S_i - (dS/dt) V = Q S_e \dots (42)$$

El autor propone la siguiente expresión para la velocidad de consumo de sustrato

$$(dS/dt) V = K \frac{S_e^{0.5}}{0.5} A \dots (43)$$

donde S_e = concentración de sustrato en el efluente
 $K_{0.5}$ = constante
 A = área mojada de discos

Sustituyendo la Ec.(43) en la Ec.(42) y reorganizando se obtiene la siguiente expresión:

$$Q(S_i - S_e)/A = K_{0.5} S_e^{0.5} \quad \dots(44)$$

Q , A , S_i y S_e son medidos experimentalmente. Si al graficar $Q(S_i - S_e)/A$ contra $S_e^{0.5}$ se obtiene una línea recta entonces la ordenada al origen deberá tener el valor de cero y la pendiente corresponderá al valor de $K_{0.5}$.

(55)

2.3.5 Modelo propuesto por Stover y Kincannon

El modelo propuesto por los autores 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 de 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:

$$L_r = L_{rmax} L_o / (K_s + L_o) \quad \dots(45)$$

donde L_o = carga orgánica aplicada
 L_r = carga orgánica removida
 L_{rmax} = carga orgánica máxima removida

K_s = constante de saturación

La Ec. (45) puede rearrreglarse 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:

$$1/L_r = (K_s/L_{rmax})(1/L_0) + 1/L_{rmax} \quad \dots(46)$$

L_r y L_0 se calculan con base en los resultados experimentales mediante las siguientes expresiones:

$$L_r = Q(S_i - S_e)/A \quad \dots(47)$$

$$L_0 = Q S_i/A \quad \dots(48)$$

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

(45)

2.3.5 Modelo propuesto por Opatken

El modelo propuesto por Opatken se basa en datos experimentales de varios investigadores que reportan modelos basados en el balance de materia para una etapa de un RBR considerando que se comporta como un reactor continuo de tanque agitado mezclado perfectamente y considerando que la velocidad de la reacción de consumo de sustrato sigue una cinética de segundo orden con respecto a la concentración de sustrato.

El balance de materia para una etapa de un RBR queda expre-

sado entonces de la siguiente manera:

$$Q S_i - (dS/dt) V = Q S_e \quad \dots (49)$$

$$dS/dt = K \frac{S_e^2}{2} \quad \dots (50)$$

en donde Q =flujo volumétrico manejado en la etapa
 S_i =concentración de sustrato en el influente
 S_e =concentración de sustrato en el efluente
 V =volumen de la etapa
 dS/dt =velocidad de consumo de sustrato
 K =constante de velocidad de reacción
 2

Sustituyendo la Ec. (50) en la Ec. (49) y reorganizando se obtiene la siguiente expresión:

$$Q(S_i - S_e)/V = K \frac{S_e^2}{2} \quad \dots (51)$$

o

$$(S_i - S_e)/\theta = K \frac{S_e^2}{2} \quad \dots (52)$$

donde $\theta = V/Q$, tiempo de retención hidráulico

S_i, S_e y θ se obtienen experimentalmente. Para probar si el modelo representa a los resultados se grafica el término $(S_i - S_e)/\theta$ contra S_e^2 , si se obtiene una línea recta, la pendiente corresponderá al valor de K .

(27)

2.3.8 Modelo propuesto por Hansford et al

El modelo que proponen Hansford et al para el consumo de sustrato en un RBR continuo considera el consumo de sustrato por los microbios adheridos que forman la biopelícula y la transferencia de masa de la película líquida adherida a la

biopellicula hacia ésta última. Por conveniencia se agregará un término que represente la remoción debida a la biomasa suspendida.

Desarrollo del modelo:

Considérese uno de los discos de un RBR fijo a una flecha que la atraviesa por el centro y sumergido en un recipiente como se muestra en la Fig. 2.6. La flecha gira y provee de movimiento circular al disco, mientras el disco pasa a través del aire y se supone que lleva con él una película de líquido de espesor δl .

El modelo para la remoción de sustrato se deduce a partir de los balances de materia para sustrato en:

1. La película de líquido.
2. La biopellicula existente en la porción del disco expuesta al aire.
3. La biopellicula de la porción del disco sumergida en el agua que está siendo tratada.
4. El recipiente del RBR.

Los balances de materia se basan en las siguientes suposiciones:

1. Existe mezclado perfecto del líquido en el recipiente.
2. Existe mezclado perfecto en la película de líquido que cubre a la película biológica tanto en la dirección radial como en la axial. Esto es, dentro de la película líquida, la concentración de sustrato es independiente de la posición axial.

3. De manera similar, se supone que existe mezclado perfecto dentro de la biopelícula.

4. El gradiente de concentración de sustrato en la dirección axial dentro de la película líquida y la biopelícula es mucho mayor que los gradientes de concentración en la dirección radial y tangencial. En consecuencia, se desprecia la difusión de sustrato en cualquier dirección diferente a la axial.

5. El gradiente de concentración de sustrato dentro de la biopelícula de la parte sumergida del disco en el recipiente es independiente de la posición θ .

6. Se considera que la película líquida que cubre la parte expuesta del disco tiene un espesor constante independiente de la velocidad de rotación y se supone que no se mueve con respecto al disco.

7. La película líquida, al volverse a introducir la parte expuesta del disco dentro del licor mezclado, se mezcla inmediatamente con el líquido contenido en el recipiente.

8. La velocidad de consumo de sustrato y crecimiento microbiano puede ser representada por la expresión de Monod. Con el objeto de simplificar las ecuaciones a las que se llega, los autores delimitan la resolución para valores de sustrato bajos. Sin embargo, dado que este estudio no cumple con esta restricción, no se realizará tal simplificación en la expresión de Monod.

9. Los autores consideran que la actividad biológica es llevada a cabo exclusivamente por los microbios de la biopelícula adherida a la superficie de los discos. Dado que en este

estudio se presentó una concentración alta de biomasa en suspensión, se añadirá un término de remoción de sustrato por los microbios en suspensión.

10. En la biopelícula la concentración de microbios es constante.

11. El proceso no se encuentra limitado por la transferencia de oxígeno.

12. La concentración de sustrato en la biomasa suspendida es igual a la concentración de sustrato en la solución del recipiente.

a) Balance de materia para el sustrato en la película de líquido que cubre a la biopelícula.

Considèrese un elemento de volumen ΔV_1 , fijo en el espacio en cierta posición, determinado por el ángulo θ , de acuerdo como se ilustra en la Fig.2.5, a través del cual fluye la película de líquido que acarrea el disco cuando emerge del licor mezclado, y para el cual el volumen está dado por:

$$\Delta V_1 = 0.5(R^2 - r^2) \Delta \theta \quad \delta l \quad \dots (53)$$

Un balance de materia para sustrato a través de tal elemento de volumen queda expresado de la siguiente manera:

$$A = E - S - T$$

donde $A = \text{acumulación} = \Delta V_1 \partial S_1 / \partial t$

$E = \text{entrada debida al movimiento de la película de líquido} = Q_f S_1$

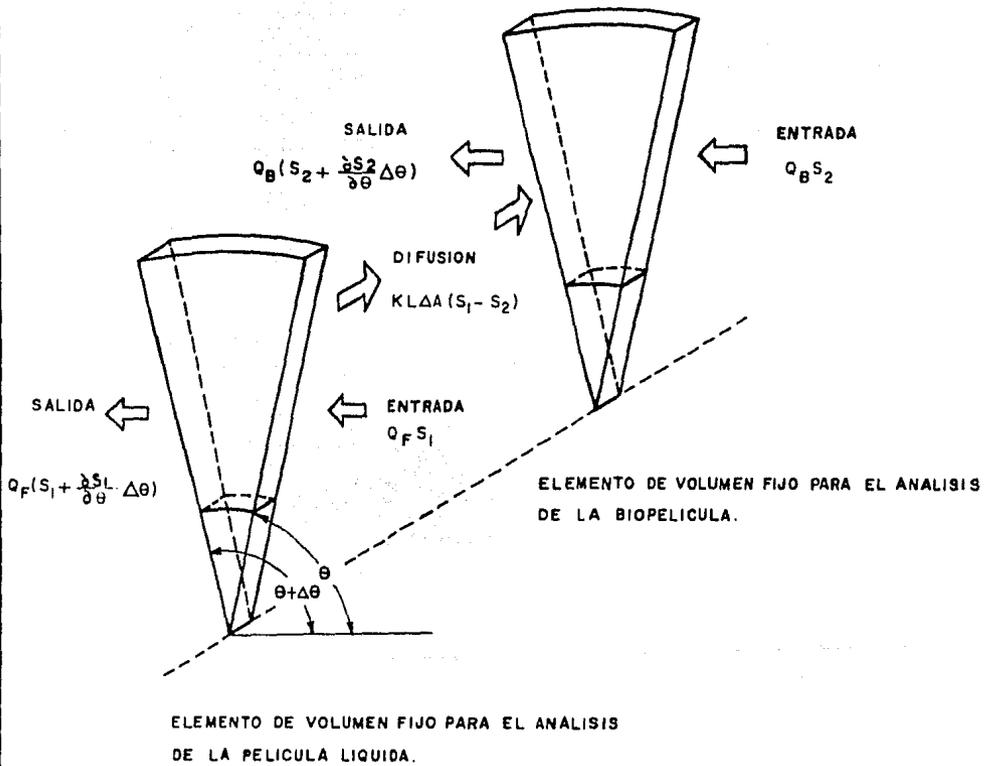


FIG. 2.5 ELEMENTOS DE VOLUMEN EMPLEADOS PARA EL PLANTEAMIENTO DEL BALANCE DE MATERIA PARA EL SUSTRATO EN LA PELICULA LIQUIDA Y EN LA BIOPELICULA, EN EL MODELO DE HANS-FORD ET AL (27).

S=salida debida al movimiento de la película de líquido = $Q_f (S_1 + (\partial S_1 / \partial \theta) \Delta \theta)$

T=transferencia de masa al elemento adyacente de biopelícula. Difusión perpendicular a la dirección del flujo de líquido = $k_l \Delta A (S_1 - S_2)$

donde

R=radio del biodisco

r=radio de la porción de biodisco no sumergida

$\Delta \theta$ =elemento angular

δl =espesor de la película de líquido

S_1 =concentración de sustrato en la película de líquido

S_2 =concentración de sustrato en la biopelícula

Q_f =flujo volumétrico de la película de líquido

k_l =coeficiente de transferencia de materia entre la película de líquido y la biopelícula

ΔA =elemento de área perpendicular al eje del disco correspondiente al elemento de volumen que puede expresarse como:

$$\Delta A = \Delta V_l / \delta l = 0.5(R^2 - r^2) \Delta \theta \quad \dots (54)$$

El balance de materia para sustrato en el elemento de película líquida puede ahora escribirse:

$$\Delta V_l (\partial S / \partial t) = Q_f S_1 - Q_f (S_1 + (\partial S_1 / \partial \theta) \Delta \theta) - k_l \Delta A (S_1 - S_2) \quad \dots (55)$$

Sustituyendo la Ec.(54) y suponiendo régimen permanente de

manera que $(\partial S_1/\partial t)=0$, la Ec. (55) queda:

$$dS_1/d\theta = -(\Delta V_1 k_1/\Delta\theta Q_f \delta_1) (S_1-S_2) \dots (56)$$

El flujo volumétrico de la película de líquido, Q_f , está dado por:

$$Q_f = \pi(R^2 - r^2) n \delta_1 \dots (57)$$

donde n es la velocidad rotacional. Sustituyendo las Ecs. (53) y (57) en la Ec. (56) se obtiene:

$$dS_1/d\theta = -k_1(S_1-S_2)/2\pi n \delta_1 \dots (58)$$

b) Balance de materia para el sustrato en la biopelícula en la parte expuesta del disco

Considérese un elemento de volumen, ΔV_b , fijo en la posición θ , de acuerdo con la Fig. 2.5, a través del cual pasa la biopelícula conforme el disco gira. El volumen del elemento se expresa de la siguiente manera:

$$\Delta V_b = 0.5(R^2 - r^2) \Delta\theta \delta_b \dots (59)$$

donde δ_b es el espesor de biopelícula activa.

El balance de materia para sustrato a través del elemento puede escribirse de la siguiente manera:

$$A = E - S + T - R$$

donde

A=acumulación

E=entrada debida al movimiento de la biopelícula

S=salida debida al movimiento de la biopelícula

T=transferencia de masa desde el elemento
adyacente de película de líquido
R=remoción debida al metabolismo de los
microbios

Los primeros tres términos son análogos a los usados por el balance de materia para el sustrato en la película líquida. El término de reacción, de acuerdo con la expresión de cinética de Monod, está dado por:

$$RE = (\mu_m \times S_2 / Y(K_s + S_2)) \Delta V_b$$

donde RE es la remoción debida a los microbios.

El balance de materia en la biopelícula queda expresado por la siguiente ecuación:

$$\Delta V_b (\partial S_2 / \partial t) = Q_b S_2 - Q_b (S_2 + (\partial S_2 / \partial \theta) \Delta \theta) + k_1 \Delta A (S_1 - S_2) - RE \quad \dots (60)$$

Análogamente al flujo volumétrico de la película líquida, el flujo volumétrico de la biopelícula se expresa por:

$$Q_b = \pi (R^2 - r^2) n \delta_b \quad \dots (61)$$

Sustituyendo las Ecs. (59) y (61) en la Ec. (60) y suponiendo una operación bajo régimen permanente, se obtiene:

$$dS_2/d\theta = (k_1 S_1 / 2 \pi n \delta_b) - ((k_1 / 2 \pi n \delta_b) + (\mu_m \times / 2 \pi n Y (K_s + S_2)) S_2 \quad \dots (62)$$

c) Balance de materia para el sustrato en la parte sumergida de biopelícula

Se deduce de manera similar que para la biopelícula expuesta suponiendo que $\partial C_s / \partial \theta = 0$, que el balance de materia en la biopelícula sobre la parte sumergida del disco (Suposición 5)

es:

$$\partial S_s / \partial t = (k_1 / \delta b) (S_e - S_s) - \mu_m \times S_s / Y (K_s + S_s) \quad \dots (63)$$

donde S_s = concentración del sustrato dentro de la biopelícula de la parte sumergida del disco

S_e = concentración del sustrato en el líquido del recipiente o en el efluente de la etapa del RBR

A régimen permanente la Ec. (63) toma la siguiente forma:

$$k_1 / \delta b (S_e - S_s) - \mu_m \times S_s / Y (K_s + S_s) = 0 \quad \dots (64)$$

d) Balance de materia para sustrato en el recipiente del RBR

Considérese un balance de sustrato para el recipiente de acuerdo con la Fig. 2.6 sin despreciar la remoción originada por los microbios en suspensión:

$$A = EI - SE + EP - SP - T - R$$

donde

A = acumulación

EI = entrada debida al influente

SE = salida debida al efluente

EP = entrada con la película líquida que lleva la parte del disco que se sumerge

SP = salida con la película líquida que lleva el disco al emerger del licor mezclado

T = transferencia de masa hacia la parte sumergida de la biopelícula

R = remoción debida a los microbios que se encuentran en suspensión

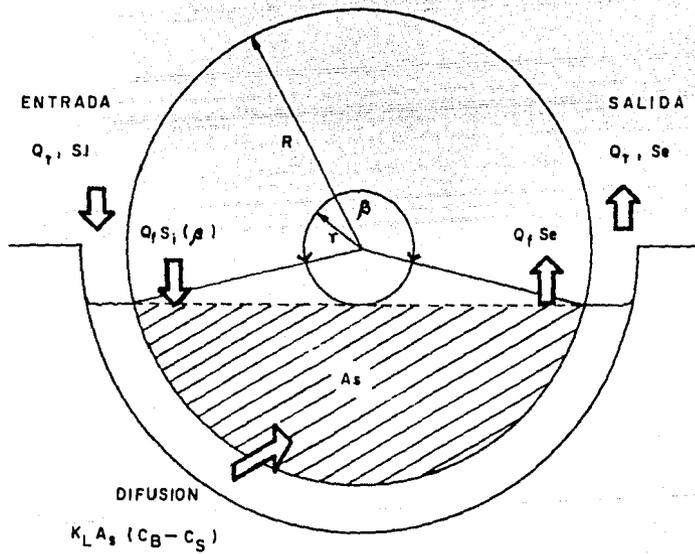


FIG. 2.6 ESQUEMA PARA EL BALANCE DE MATERIA PARA SUSTRATO EN EL RECIPIENTE Y REPRESENTACION DE LOS PARAMETROS β , R , r Y A_s PARA EL MODELO DE HANSFORD ET AL (27).

Sustituyendo por las respectivas expresiones:

$$V(dS_e/dt) = Q_c(S_i - S_e) + Q_f(S_1(\beta) - S_e) - k_1 A_s(S_e - S_s) - \mu_m X_s S_e V/Y(K_s + S_e) \dots (65)$$

La Ec. (65) a régimen permanente toma la siguiente forma:

$$0 = Q_c(S_i - S_e) + Q_f(S_1(\beta) - S_e) - k_1 A_s(S_e - S_s) - \mu_m X_s S_e V/Y(K_s + S_e) \dots (66)$$

- donde
- Q_c = flujo volumétrico de influente por cara de disco = Q/2 N
 - Q_f = flujo total de influente a la etapa considerada del RBR
 - N = número de discos por etapa del RBR
 - S_i = concentración del sustrato en el influente a la etapa
 - S_{1(β)} = concentración del sustrato en la película de líquido que se sumerge
 - A_s = área de la parte de disco sumergida en el licor mezclado del recipiente
 - X_s = concentración de microbios en suspensión en el licor mezclado
 - V = volumen del recipiente

Refiriéndose a la Fig. 2.6 pueden deducirse las siguientes expresiones:

$$\beta = 2 \cos^{-1}(-r/R) \dots (68)$$

y

$$A_s = (\pi - \beta/2)R^2 - r(R - r) \dots (69)$$

Las ecuaciones que describen el proceso de remoción de sustrato por una etapa del RBR, según este modelo para una etapa de N discos son:

$$dS_1/d\theta = -k_1(S_1 - S_2)/2 \pi n \delta_1 \quad \dots(58)$$

$$dS_2/d\theta = (k_1(S_1 - S_2)/2 \pi n \delta_b) - \mu_m \times S_2/2 \pi n Y(K_s + S_2) \dots(62)$$

$$k_1(S_e - S_s)/\delta_1 = \mu_m \times S_s/Y(K_s + S_s) \quad \dots(64)$$

$$Q(S_1 - S_e) + 2N Q_f(S_1(\beta) - S_e) - 2N k_1 A_s(S_e - S_s) - \mu_m X_s S_e V/Y(K_s + S_e) = 0 \quad \dots(70)$$

La Ec.(70) es la ecuación de diseño. El término $S_1(\beta)$ se obtiene integrando simultáneamente las Ecs.(58) y (62) entre los límites, $\theta=0$ y $\theta=\beta$; debido a que la Ec.(62) es no lineal, no es posible realizar la integración analíticamente pero puede realizarse por medio de un método numérico sabiendo que $S_1(0)=S_e$ y $S_2(0)=S_s$.

El método a seguir para probar si el modelo es capaz de reproducir los resultados experimentales es el siguiente:

a. Ajuste

1. Obtener de la literatura un valor para k_1 , K_s y μ_m .
2. Suponer un valor a partir de la literatura para δ_1 y δ_b .
3. Calcular S_s de la Ec.(64) a partir del valor de S_e para una de las corridas experimentales.
4. Integrar simultáneamente las Ecs.(58) y (62) entre los límites, $\theta=0$ y $\theta=\beta$ por un método numérico con objeto de obtener el valor de $S_1(\beta)$.
5. Sustituir en la Ec.(70) los parámetros de la corrida experimental de ajuste.

6. Si se cumple la Ec.(70), los valores de k_1 , K_s y μ_m son correctos. Si no se cumple lo anterior, entonces se cambian los valores de k_1 , K_s y μ_m .

b. Prueba

1. Con los valores correctos de k_1 , K_s y μ_m y las Ecs.(58), (62) y (64) obtener el valor de S_s y $S_i(\beta)$ para las corridas experimentales restantes.

2. Sustituir los valores encontrados en la Ec.(70); el modelo representará a los resultados experimentales si se cumple la Ec.(70) para las corridas restantes.

3. EXPERIMENTACION EN DOS REACTORES BIOLOGICOS ROTATORIOS DE 50 LITROS Y 248 LITROS

En esta sección no se describirán, en la forma tradicional técnico-científica, materiales y métodos, sino que se dará una somera descripción de la caracterización de las aguas a tratar y del equipo empleado, así como del diseño experimental seguido y los resultados obtenidos.

En el Apéndice II se presentan los métodos analíticos empleados en este trabajo y en el inciso 3.5 se describen sucintamente.

3.1 Agua de desecho tratada en los reactores (Influente)

El influente con el que se trabajó en los reactores biológicos, proviene de un molino comercial de maíz, que utiliza la nixtamalización.

En México, casi el 100% del maíz para consumo humano se procesa mediante la nixtamalización, llegándose a producir tan sólo en la ciudad de México alrededor de 2700 toneladas diarias de maíz nixtamalizado, lo que representan 8100 toneladas de nejayote. Esta cantidad de nejayote equivale a las aguas negras producidas por una población de 800 000 habitantes. (25)

A nivel nacional tan sólo la empresa Maíz Industrializado CONASUPO, produce 1 000 000 m³ de aguas de desecho al año. (46)

La nixtamalización (palabra de origen náhuatl compuesta por las raíces nextlī = cenizas de cal y tamalli = maíz cocido y molido), es una técnica de origen precolombino que se basa en

la lixiviación del grano en medio alcalino ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), con objeto de eliminar el pericarpio del grano hidrolizando las hemicelulosas (Fig. 3.1). Durante el periodo de reposo o remojo, posterior a la cocción, es cuando se llevan a cabo la mayor parte de las reacciones químicas y el grano absorbe casi el 100% de su peso en agua, haciéndose más suave y facilitando la molienda. Finalmente, estas reacciones químicas hidrolizan también parcialmente las proteínas y carbohidratos presentes en el endospermo y germen del grano, lo que hace que la masa sea lo suficientemente manejable para permitir la producción de tortillas. Este proceso, que originalmente era totalmente artesanal, ha sido mejorado en el caso de la producción a nivel industrial y se siguen buscando desarrollos tecnológicos (3,10,13,17,19,25,33) cos.

En la Fig. 3.2 se muestra el esquema del proceso de nixtamalización. El maíz, después de la cocción y reposo en el medio alcalino, es lavado para eliminar el exceso de medio alcalino, necesitándose en el proceso de cocción-reposo y lavado, grandes volúmenes de agua. A la mezcla líquida resultante se le conoce como nejayote (del náhuatl, *nexilli* = cenizas de cal y *āyōh* = caldo o cosa aguada). Dado que la materia orgánica arrastrada por el nejayote proviene del propio maíz, estas aguas residuales son de tipo carbonáceo. En la nixtamalización se pierde aproximadamente un 5% en peso (base seca) del grano. Un 3% se encuentra en suspensión y el 2% restante (3,10,13,17,19,25,33) en solución en el nejayote.

En la Tabla 3.1 se muestran las características promedio

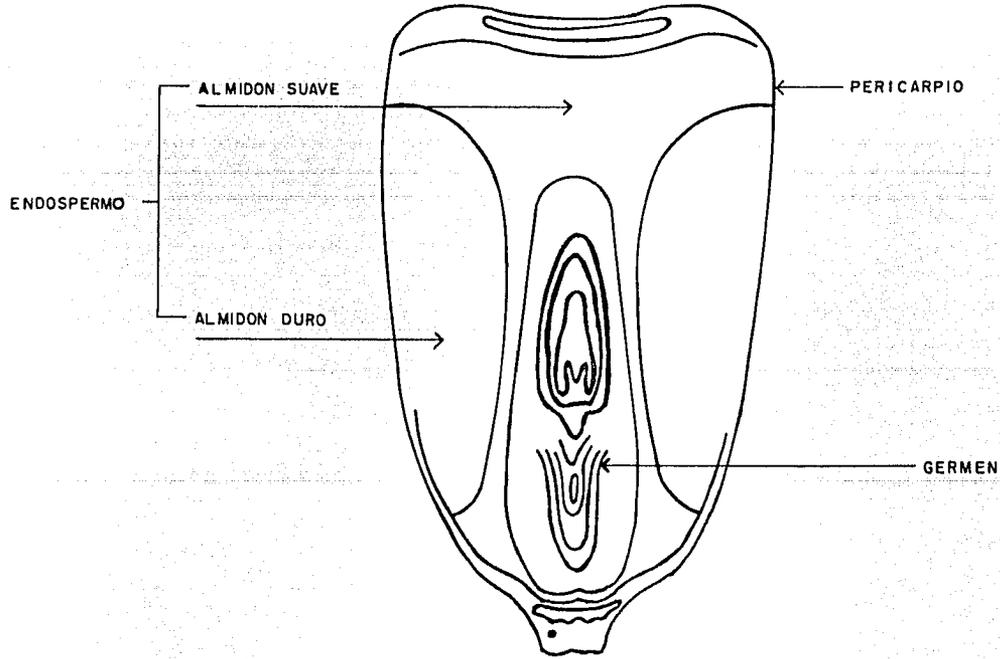


FIG. 3.1 DIAGRAMA DE UN GRANO DE MAIZ (24).

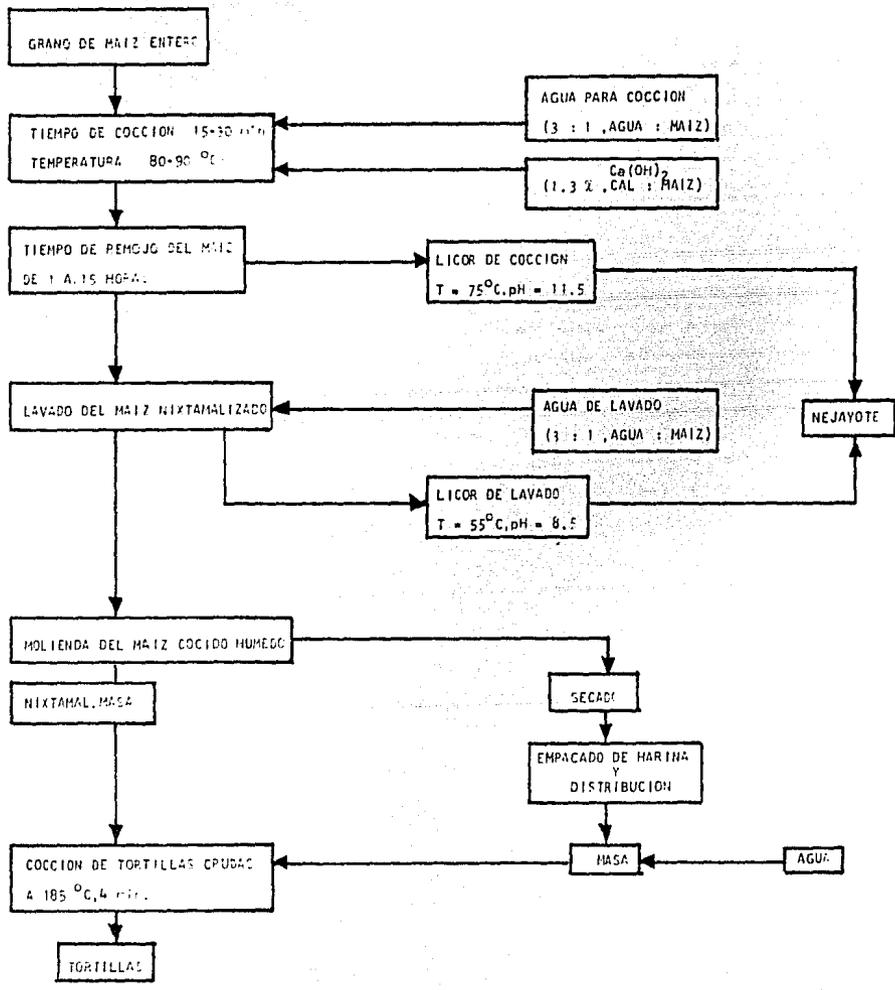


FIG. 3.2 PROCESO DE NIXTAMALIZACION, MACERACION Y PRODUCCION DE TORTILLAS (25,46)

Pequeña Industria		pH	Alcalinidad (mg CaCO ₃ /l)	Sólidos (mg/l)	SS ₅ (mg O ₂ /l)	DB ₅ (mg O ₂ /l)	Nitrogeno (Kjeldahl) (mg N/l)	Fósforo total (mg/l)	DB ₅ 4, f	Conductividad (μmhos/cm)	Turb. (NTU)	
Gran Industria	Licor de Cocción	Total	11,4	2.700	13.920	7.875	21.230	291	175	---	1.100	1.10,6 l
		Solución	11,5	2.540	17.580	6.750	18.560	274	65	103,4 l	---	1.10,24
		Suspendido	---	160	1.810	1.125	2.720	17	113	---	---	---
	Licor de Lavado	Total	11,6	3.260	13.310	6.190	13.650	118	27	---	---	---
		Solución	11,6	2.600	11.295	6.000	10.020	98	24	250,4 l	---	---
		Suspendido	---	600	2.015	190	3.630	20	3	---	---	---
	Licor de Cocción	Total	11,6	900	1.010	940	3.560	42	7	---	---	---
		Solución	11,6	700	2.540	750	2.290	35	2	375,17 l	---	---
		Suspendido	---	200	470	190	1.670	7	5	---	---	---

13,23
 TABLA 3.1 CARACTERÍSTICAS DEL HEJAYOTE PROVENIENTE DE LA PEQUEÑA Y GRAN INDUSTRIA

del nejayote provenientes de la pequeña industria (hasta 2000 Kg/d de maíz base seca procesado), así como de una fábrica de harina de maíz nixtamalizado. (25)

La concentración de sólidos, DBO₅ y DQO dependen del tiempo requerido para el proceso. Tanto más tiempo de lixiviación, más concentrado se obtiene el nejayote. La pequeña industria tiene tiempos de cocción de 15 minutos y 14 horas de reposo, mientras que en la gran industria los tiempos de cocción son de 5 minutos con 1.5 horas de reposo, con objeto de ahorrar energía y agua. Esto, naturalmente, repercute en la calidad final de la tortilla por lo que se estudian alternativas viables. (17)

Con respecto a la caracterización del nejayote cabe resaltar lo siguiente:

1. La alta alcalinidad es originada principalmente por carbonatos y bicarbonatos.

2. La mayor parte de los contaminantes, orgánicos e inorgánicos, una vez decantado el material en suspensión, se encuentran en forma soluble en el agua, aunque hay una parte importante en forma coloidal.

3. Los valores de sólidos solubles, medidos como DBO₅, y DQO son de alrededor de 20 veces los de los valores de aguas negras.

4. La relación DBO₅:N:P para el nejayote de la pequeña industria es de 103:4:1 que, comparada con las condiciones óptimas de composición de nutrientes, 100:5:1, muestran al nejayote como un adecuado medio nutritivo. (25)

Debido a que el nejayote carece de características típicas nocivas, como pueden ser la presencia de metales pesados u otros elementos dañinos para la vida, la materia orgánica disuelta puede ser metabolizada biológicamente y transformada a biomasa, que puede utilizarse como complemento alimenticio (19,25,46,47) en dietas animales.

La composición promedio de las aguas residuales con las que se realizaron los experimentos, es similar a la correspondiente a la pequeña industria y que aparece en la Tabla (3,25) 3.1.

3.2 Características físicas de los reactores

3.2.1 Reactor RBR-250

El reactor de 248 l de volumen de trabajo (RBR-250) sufrió modificaciones durante el inicio de los experimentos, como consecuencia de un deficiente mezclado y aeración, que ocasionaban zonas donde había deficiencia de oxígeno que ocasionaba una alta anaerobiosis en el sistema. (2,3)

El RBR-250 originalmente estaba formado por 4 tanques de acero inoxidable interconectados entre sí, por medio de un par de ranuras horizontales situadas en la parte superior de cada tanque, siendo cada uno una etapa del reactor. El diseño original del equipo pretendía que cada etapa recibiera como influente al efluente de la anterior. Cada tanque contaba con 24 discos de PVC (cloruro de polivinilo) de 0.5 m de diámetro,

montados en una flecha de acero inoxidable y en un sistema de transmisión independiente, capaz de desarrollar distintas velocidades de rotación mediante un juego de poleas y un motorreductor. A diferencia del reactor de 50 l de capacidad (RBR-50), la polea que daba movimiento al tren de discos, lo constituía el disco último de cada tren, por lo que la banda de transmisión se sumergía en las aguas en tratamiento.

Cada tanque tenía un fondo de arreglo piramidal invertido con drenaje, con la finalidad de que cada cámara funcionara como etapa de tratamiento y, una vez eliminada la agitación, como sedimentador.

La alimentación al reactor se efectuaba en forma continua, mediante una bomba peristáltica modelo Multifix Constant Typ Mc 1000 FEC, mientras que las aguas tratadas se recibían en un vertedero colocado en la última etapa del reactor.

En la Tabla 3.2 se muestran las características físicas del RBR-248 antes de sufrir las modificaciones:

TABLA 3.2

CARACTERÍSTICAS ORIGINALES FÍSICAS DEL RBR-250

Número de etapas:	4
Número de discos por etapa:	24
Diámetro de los discos:	0.5 m
Volumen por etapa:	0.115 m ³
Volumen total del reactor:	0.460 m ³
Área de discos por etapa:	9.4 m ²
Área total de discos del reactor:	37.7 m ²
Relación área/volumen:	82 m ² /m ³
Velocidad de rotación:	6.3, 10.9, 15.0 rpm

Posteriormente, debido al bajo contenido de oxígeno disuelto, OD, en el licor mezclado, se modificó el tamaño de las poleas fijas al tren de discos, con la finalidad de aumentar la velocidad de rotación y por ende incrementar el contenido de OD. Con esta modificación, las velocidades de rotación posibles cambiaron a los valores mostrados en la Tabla 3.3.

TABLA 3.3
VELOCIDAD DE ROTACION

Original	Modificada
6.3 rpm	11 rpm
10.9 rpm	19 rpm
15.0 rpm	25 rpm

La modificación a las poleas no fue suficiente para erradicar el problema, por lo que se procedió a la reducción del volumen de cada tanque, con un fondo falso de acero inoxidable. Las nuevas modificaciones dieron como resultado los volúmenes mostrados en la Tabla 3.4.

TABLA 3.4
VOLUMEN DE TRABAJO DEL REACTOR

	Original	Modificado
	3	3
Volumen por etapa:	0.115 m	0.062 m
	3	3
Volumen total:	0.460 m	0.248 m
	2 3	2 3
Relación Área/volumen:	82 m /m	152 m /m

Los discos del reactor originalmente eran lisos, pero al aumentar la velocidad rotacional, la película sufría despren-

dimientos, por lo que se les dio, al lijarlos, una superficie áspera, para una mejor adhesión de la biopelícula al medio de soporte.

Los rodamientos de las flechas de los tanques, por encontrarse muy cercanos a la superficie del licor mezclado, fueron protegidos, mediante pequeñas bases de plástico, de la espuma que se llegaba a generar provocando corrosión y desgaste prematuro.

Finalmente, ya que los problemas de aeración fueron resueltos, se le agregó al reactor, un pequeño sedimentador en la salida de la última etapa, con la finalidad de recolectar la biomasa producida en éste.

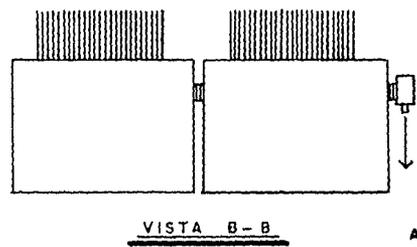
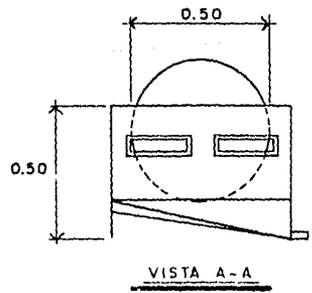
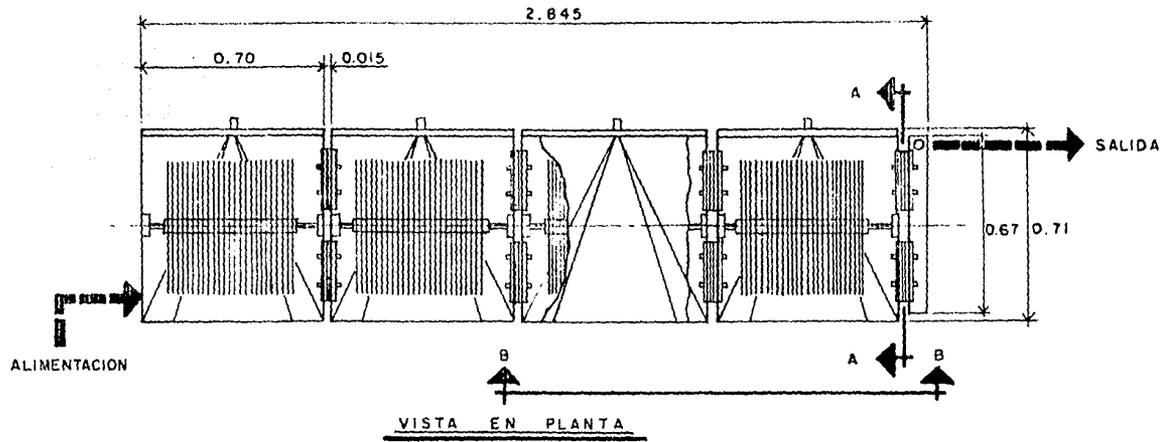
En las Figs. 3.3 y 3.4 se muestran los diagramas del reactor antes y después de las modificaciones.

3.2.2 Reactor RBR-50

El reactor de 50 l de capacidad (RBR-50), utilizado anteriormente por Pedroza et al (25,46), estaba formado por un tanque con 50 discos de 0.3 m de diámetro, arreglados en grupos de 5 discos, para formar 10 etapas separadas por mamparas. Todos los discos estaban montados en una flecha común de acero inoxidable, movida mediante un sistema de poleas externas al reactor y un motorreductor, con posibilidad de ajustar la velocidad de rotación de 7 rpm hasta 60 rpm.

Los discos y tanque del reactor eran de plexiglas. Alrededor de un 40% del área total de los discos se encontraba sumergida en el agua de desecho en forma constante. El área

105



ACOTACIONES : metros

FIG. 3.3 DIAGRAMA DEL REACTOR RBR-250 ANTES DE SUFRIR MODIFICACIONES.

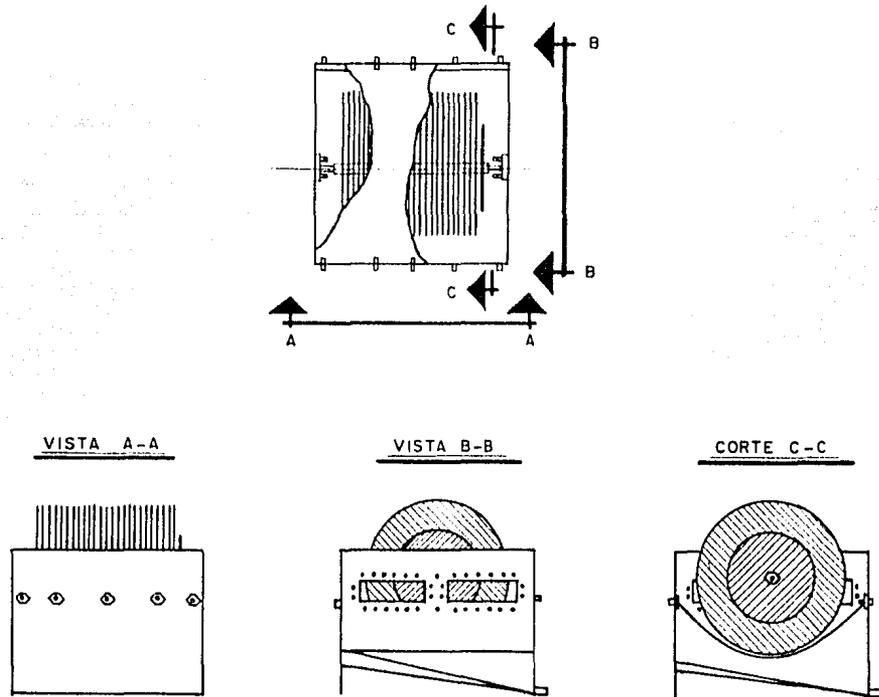


FIG. 3.4 DIAGRAMA DE UNA DE LAS CAMARAS DEL REACTOR RBR-250
DESPUES DE SER MODIFICADO.

total de los discos era de 7.0 m^2 . El volumen total del tanque era de 0.05 m^3 ($140 \text{ m}^3/\text{m}^3$).

La alimentación al reactor se efectuó en forma constante mediante una bomba peristáltica modelo Multifix Constant Typ Mc 1000 FEC.

Este reactor, para poder ser utilizado, tan sólo sufrió un reajuste de piezas y el cambio de rodamientos.

En la Tabla 3.5 se resumen las características físicas principales del RBR-50.

TABLA 3.5
CARACTERISTICAS FISICAS DEL RBR-50

Número de etapas:	10
Número de discos por etapa:	5
Diámetro de los discos:	0.3 m
Volumen por etapa:	0.005 m^3
Volumen del reactor:	0.05 m^3
Area de discos por etapa:	0.7 m^2
Relación área/volumen:	$140 \text{ m}^2/\text{m}^3$
Area total de discos por etapa:	7.0 m^2
Velocidad de rotación:	7 - 60 rpm

En la Fig. 3.5 se muestra un diagrama del RBR-50.

3.3 Diseño experimental

El diseño experimental propuesto para este equipo está basado en la determinación de parámetros cinéticos sobre la degradación de la materia orgánica en solución presente en el

801

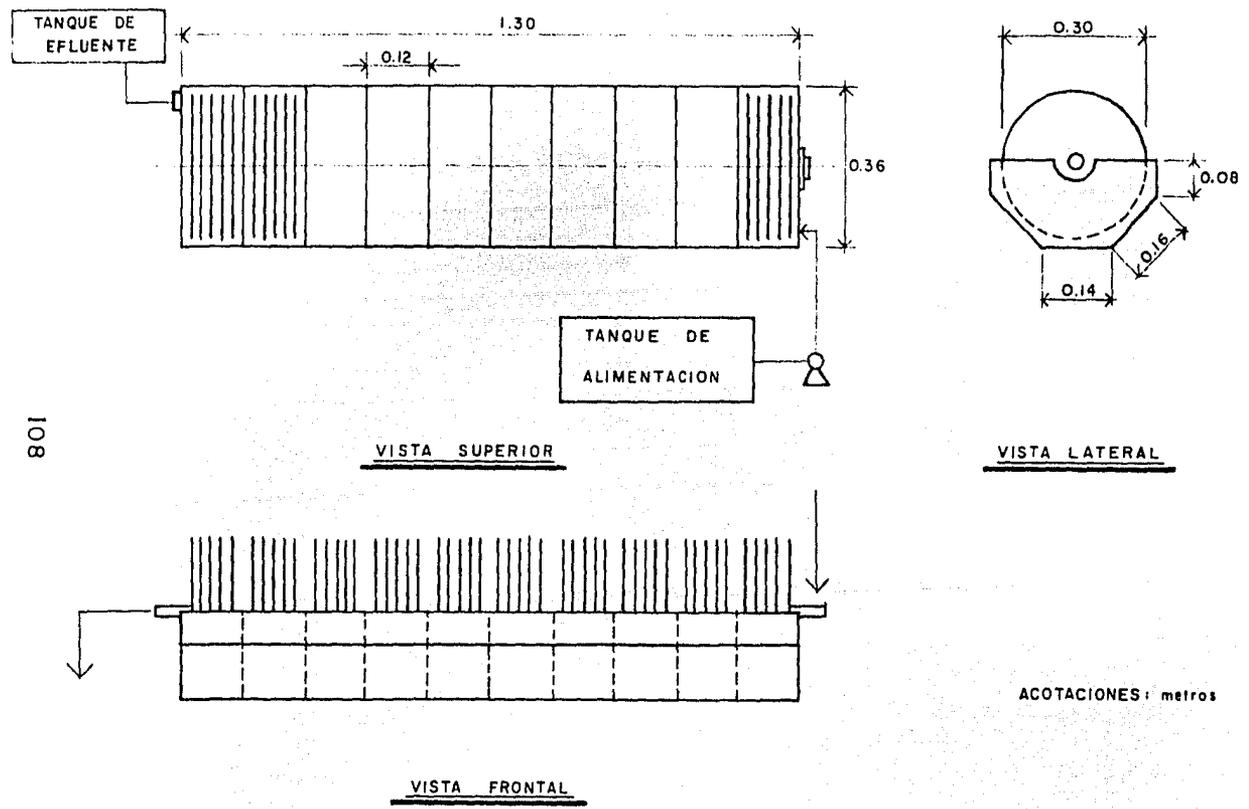


FIG. 3.5 ESQUEMA DEL REACTOR RBR - 50.

(3)
 nejayote. Se pretendía evaluar el efecto de la velocidad rotacional y de las cargas hidráulicas y orgánicas en la capacidad de purificación de las aguas residuales tratadas y en la producción de proteína microbiana, tanto adherida en los discos como suspendida en la solución.

El calendario de actividades propuesto originalmente fue el siguiente:

1. Efecto de la velocidad rotacional (n) en el grado de purificación de los efluentes (nejayote). Variables fijas: Carga orgánica, tiempo de residencia.
2. Efecto de la carga orgánica (S) en el grado de purificación de los efluentes (nejayote). Variables fijas: Velocidad rotacional, tiempo de residencia.
3. Efecto de la carga hidráulica o tiempo de residencia (θ) en el grado de purificación de los efluentes (nejayote). Variables fijas: Carga orgánica, velocidad rotacional.
4. Control del sistema (Análisis rutinarios)

Lunes	Martes	Miercoles	Jueves	Viernes
pH	pH	pH	pH	pH
Temp.	Temp.	Temp.	Temp.	Temp.
OD	OD	OD	OD	OD
DQO	sólidos	DBO ₅	DQO	sólidos
NK	Mntto.motores	Mntto.bombas	NK	disponibilidad de nejayote

3.4 Arranque y operación de los reactores

3.4.1 Reactor RBR-250

El arranque del reactor se hizo con agua para detectar posibles fugas en los tanques o fallas en los motores. También se midió el volumen real de trabajo de cada cámara.

3.4.1.1 Efecto de la velocidad rotacional (n)

Para el inicio de los experimentos se fijaron las siguientes condiciones de operación:

Gasto influente (Q):	10 l/h
Tiempo de residencia (θ):	46 h
Velocidad rotacional (n):	11 rpm
Concentración de sustrato orgánico en el nejayote (DQO):	8929 mg O ₂ / l
Carga orgánica (S):	0.05684 Kg O ₂ / m ² .d

A los pocos días de iniciada la operación, se comenzó a formar la película biológica sobre la superficie de los discos y paredes del reactor en proporción menor. Cuando la película hubo alcanzado un espesor mínimo aproximado de 150 μ , se evaluaron el pH, temperatura y OD del licor mezclado de cada una de las cámaras. Los valores de OD medidos fueron muy bajos (< 1.8 mg O₂ / l) e imposibilitaron mantener un sistema aerobio. De acuerdo con lo reportado en la literatura sobre el efecto de la velocidad rotacional, en la transferencia de oxígeno al sistema (54), se aumentó la velocidad de rotación a la más alta posible, n = 15 rpm, con objeto de mejorar la aeración. El aumento de la velocidad rotacional ocasionó que se desprendie-

ran pequeñas porciones de biopellicula de algunos discos del reactor. Este problema se resolvió posteriormente, al lijar los discos.

A pesar del aumento en la velocidad de rotación de los disco, el OD medido fue aún bajo. Como consecuencia, se hicieron evidentes en poco tiempo los fenómenos típicos de los sistemas anaerobios que se mencionarán más adelante.

Uno de los posibles mecanismos de modificación del sistema era aumentar el tiempo de residencia, disminuyendo la carga hidráulica para que con la misma aeración, hubiese un menor contenido de materia orgánica para ser biodegradada.

Las nuevas condiciones de operación fueron las siguientes:

Gasto de influente (Q):	6 l/h
Tiempo de residencia (θ):	76.7 h
Velocidad rotacional (n):	15 rpm
Concentración de sustrato orgánico en nejayote (DQO):	9929 mg O / l
Carga orgánica (S):	0.03789 Kg O / m ² . d

No se planteó la modificación de la carga orgánica, lo que hubiese resuelto el problema, ya que esto significaba diluir aún más los influentes al reactor.

Durante la operación, con las nuevas condiciones de operación, se presentaron los siguientes problemas:

* OD muy bajo en las 4 cámaras (sistema anaerobio).

* Demasiada acumulación de biomasa en las cámaras 3 y 4, como consecuencia del desprendimiento de la biomasa de los discos de toda la cascada.

* Alta viscosidad de la solución, debido a la anaerobiosis (fenómeno similar al que ocurre con la fermentación láctica del tepache o del pulque), que ocasionaba que las bandas patinaran y no se proporcionara la velocidad rotacional adecuada a los trenes de discos.

* Olores desagradables debidos a la generación de metano y ácido sulfhídrico, en la metabolización anaerobia del sustrato.

* La alta viscosidad de la solución y la acumulación de biomasa provocaron inclusive, que algunos de los motores dejaran de funcionar por sobrecalentamiento.

Se efectuaron pruebas de sedimentación de la biomasa del licor mezclado de las distintas etapas, pero no fue posible medirla, ya que la biomasa generada en condiciones de anaerobiosis, formó lodos hinchados de difícil sedimentabilidad, además de tenerse una solución con una alta viscosidad.

Tampoco pudo obtenerse la separación de la biomasa del efluente del reactor aún después de centrifugar a más de 5000 rpm por más de 10 minutos.

Considerando a la velocidad rotacional como el parámetro que continuaba afectando al sistema por falta de suficiente oxígeno disuelto, se procedió a buscar una modificación que aumentara substancialmente la velocidad de rotación. Esto significaba que las otras variables, como son la carga orgánica e hidráulica se mantuvieran constantes. Una modificación simple consistió en eliminar el último disco, que funcionaba como polea y substituirlo por una polea de menor diámetro, cambian-

do por consiguiente la banda de tracción y lograr un aumento en las revoluciones por minuto del tren de discos. Con estas modificaciones, las velocidades rotacionales fueron las mostradas en la Tabla 3.3 ya antes presentada.

En la reiniciación del experimento se ajustó la velocidad rotacional a la más alta posible, tratando de mantener los demás parámetros similares a las anteriores condiciones de trabajo, previas a las modificaciones de velocidad rotacional, teniéndose las siguientes condiciones de operación:

Gasto influente (Q):	6 l/h
Tiempo de residencia (θ):	76.7 h
Velocidad rotacional (n):	25 rpm
Concentración de sustrato orgánico en nejayote (DRO):	9500 mg O / l
Carga orgánica (S):	0.03629 Kg O / m ² . d

Después de varios días de haber reiniciado nuevamente el experimento, no hubo mejoría en el sistema, volviéndose a presentar un OD(1.8 mg O / l, alta viscosidad y mal olor en el licor mezclado.

Debido a que la aeración no era posible ya aumentarla, se modificó la carga orgánica y tiempo de retención hidráulico con la finalidad de verificar si la carga orgánica era o no demasiada alta, fijándose las nuevas condiciones siguientes:

Gasto influente (Q):	5 l/h
Tiempo de residencia (θ):	92 h
Velocidad rotacional (n):	25 rpm
Concentración de sustrato	

orgánico de nejayote (DQO):	3130 mg O /l
	2 2
Carga orgánica (S):	0.00976 Kg O /m .d
	2

Después del periodo de maduración del sistema, la cantidad de oxígeno disuelto era de 1.54 mg O /l, lo que no indicaba un sistema aerobio por completo, además de presentarse aún los problemas generados por la alta viscosidad del licor mezclado.

A pesar de haberse incrementado la aeración mediante el aumento de la velocidad rotacional de los trenes de discos y de la disminución de la carga orgánica e hidráulica, los problemas generados por la alta viscosidad del licor mezclado en todas las cámaras y la nula sedimentabilidad de los sólidos en suspensión no lograba corregirse.

Se investigó el problema de la sedimentabilidad de los sólidos y se sospechó como causa del problema, la presencia de microbios de tipo filamentosos, debido a la alta concentración de material orgánico de fácil biodegradabilidad y a la baja concentración de oxígeno disuelto. (20)

Con el fin de verificar, que la falta de aeración era el problema a resolver, se inyectó aire comprimido en la primera cámara del reactor, que recibía la carga orgánica más alta del sistema y que dio como resultado una modificación radical en las características del licor mezclado en todas las cámaras, desapareciendo la alta viscosidad junto con los microbios filamentosos, por lo que los nuevos flóculos de biomasa microbiana en suspensión formados, sedimentaban fácilmente.

La existencia de una concentración apreciable de microbios en suspensión, que también demandaban oxígeno, hizo que se

propusiera una nueva alternativa a la inyección de aire. Era evidente de que si esa cantidad de microorganismos en suspensión era reducida, la demanda de oxígeno bajaría también, por lo que operando con la misma área de discos, a la misma velocidad de rotación pero con un volumen de reactor menor, entonces el oxígeno que la aeración dada por el equipo proporcionase, sería suficiente para crear un sistema aerobio.

Con base en lo anterior, se modificaron los volúmenes de las cámaras, colocando un fondo falso semicircular de acero inoxidable en todos los tanques.

Esta modificación de los tanques también mejoró el mezclado al eliminarse zonas muertas que se creaban por las características originales del fondo de las cámaras.

Las modificaciones de los volúmenes en los tanques, se muestran en la Tabla 3.4 ya antes presentada.

Las nuevas condiciones de operación, después de la modificación del volumen, fueron las siguientes:

Gasto influente (Q):	5 l/h
Tiempo de residencia (θ):	49.6 h
Velocidad rotacional (n):	25 rpm
Concentración de sustrato orgánico en nejayote (DQO):	3130 mg O ₂ / l
Carga orgánica (S):	0.00996 Kg O ₂ / m ² .d

Después de alrededor de dos semanas de maduración del sistema, la biopelícula alcanzó un espesor apreciable (150 μ) y se efectuaron mediciones de OD, obteniéndose valores superiores a 7 mg O₂ / l. Los síntomas de anaerobiosis desaparecieron.

ron y los sólidos suspendidos se agruparon en flóculos fácilmente sedimentables. Se incorporó esta vez un sedimentador al final del reactor, con el propósito de colectar y recuperar la biomasa generada en el reactor.

El problema de la aeración fue finalmente solucionado con la reducción del volumen de trabajo.

Para evitar problemas por la acumulación de la biomasa en suspensión en las cámaras del reactor, que pudiesen generar zonas anaerobias en los tanques, se propuso trabajar en la velocidad rotacional más alta para así proporcionar una adecuada aeración y mezclado del licor. Debido a lo anterior, se optó por seguir con el diseño experimental, estudiando ahora el efecto de la carga orgánica sobre la eficiencia de remoción de sustrato orgánico soluble.

3.4.1.2 Efecto de la carga orgánica

Para el efecto de la carga orgánica, se propuso alimentar una solución de nejayote a 3 distintas concentraciones, con la velocidad rotacional y tiempo de residencia constantes.

Se empezó a trabajar con una solución de nejayote de bajo contenido de sustrato. Se dejó madurar al sistema y se monitoreó el OD en las cuatro etapas cuidando de que éste estuviera por arriba del límite que logra mantener condiciones aerobias, $OD=2 \text{ mgO}_2 \text{ l}^{-1}$ (23) valor recomendado. Después de tres semanas o más, los valores de OD empezaron a ser constantes, por lo que se empezaron a hacer mediciones, de acuerdo al calendario, de OD, DBO, pH y T. Si los valores de DBO eran constantes se

tenía la seguridad de haberse alcanzado el régimen permanente, por lo que se hacían mediciones de OD, DQO, pH, T y DBO₅ diariamente durante 5 o más días. Además, se hacían mediciones de turbiedad, producción de biomasa e índice de sedimentación.

Una vez que se efectuaron todos los análisis, se cambió la concentración de sustrato a una más alta procediéndose de la misma manera al ser alcanzado el régimen permanente.

Se continuó con el aumento de la concentración de sustrato hasta que el OD medido no era el suficiente para asegurar un medio completamente aerobio.

Las condiciones de operación estudiadas fueron las siguientes:

TABLA 3.6

PERIODO	Concentración de influente (mg O ₂ / l)	Carga Orgánica (Kg O ₂ / m ³ .d)	Tiempo de ret. (h)	Velocidad rot. (rpm)
1	2000	0.00637	49.4	25
2	5000	0.01592	49.4	25
3	8000	0.02542	49.4	25

Los resultados de los análisis efectuados en cada periodo se muestran en las tablas del inciso 3.6, sobre resultados experimentales.

Durante este periodo se hicieron pruebas de secado con la biomasa generada, así como su caracterización. Estas pruebas de secado, efectuadas en estufa a 60 °C, mediante liofilización y con un secador por aspersión, tienen la finalidad de encon-

trar un método rápido de secado para obtener en corto tiempo, suficiente biomasa seca, con mayor vida de anaquel, para su caracterización y pruebas "in vivo" en ratas, con objeto de obtener datos acerca de las bondades nutritivas de ésta y así poder utilizar la biomasa como complemento alimenticio en dietas para puercos, aves o peces. Los resultados de la caracterización de la biomasa se muestran en el Apéndice III. También se efectuaron observaciones al microscopio de manera muy general, los resultados de estas observaciones se muestran en el Apéndice III.

3.4.1.3 Efecto del tiempo de residencia (θ)

En el presente trabajo el efecto del tiempo de residencia (θ), no fue contemplado por el tiempo que se requiere para que el sistema se estabilice y poder analizar, a una carga orgánica fija, el efecto de la carga hidráulica. El experimento fue dejado en marcha.

3.4.2 Reactor RBR-50

El reactor RBR-50 fue puesto en marcha nuevamente, tiempo después del arranque del RBR-250, con la finalidad de completar los datos experimentales necesarios para corroborar el comportamiento del RBR-50 a un tiempo de residencia y velocidad rotacional fijos con una carga orgánica variable y poder hacer un estudio cinético.

(25,46)

Del trabajo previo de Pedroza et al , se tomaron los datos de dos corridas que alcanzaron el régimen permanente y se obtuvieron los datos necesarios para tener una tercera corrida a régimen permanente.

En la tercera corrida se buscó operar con una velocidad rotacional que proveyera un valor de OD que asegurara un sistema aerobio.

El tiempo de maduración del sistema fue de aproximadamente 7 semanas, después de las cuales se empezó a alcanzar el régimen permanente.

En este reactor a diferencia del RBR-250, cualquier variación de las cargas orgánicas o hidráulicas sacaban al sistema del régimen permanente, teniéndose después, una recuperación lenta, en comparación con el RBR-250.

Las condiciones de operación de cada uno de los periodos experimentales fueron las siguientes:

TABLA 3.7

PERIODO	Concentración Nejayote (mg O /l) 2	S (Kg O /m .d) 2	θ (h)	n (rpm)
1	4265	0.02604	28	16
2	6525	0.03950	28	16
3	4991	0.01430	60	23

Los resultados de los análisis efectuados en cada periodo se muestran en las tablas del inciso 3.6, sobre resultados experimentales.

3.5 Métodos y materiales

Los métodos y materiales utilizados para el análisis de las aguas en tratamiento, del nejayote y de producción de biomasa fueron los siguientes:

-Temperatura-

La temperatura fue medida, con la finalidad de conocer las condiciones a las que trabaja el sistema y que afectan al metabolismo microbiano. La temperatura fue medida siempre al medirse el OD y se utilizó un Oxygen Meter YSI Model 54 con un electrodo de campo sensible al oxígeno disuelto y a la temperatura.

-Oxígeno disuelto-

El oxígeno disuelto, OD, fue medido con la finalidad de conocer las condiciones de anaerobiosis o aerobiosis a las que funcionaba el sistema, así como las de conocer el consumo de oxígeno por etapa.

El OD, en $\text{mg O}_2/\text{l}$, fue medido mediante un medidor de oxígeno disuelto, Oxygen Meter YSI Model 54 y un electrodo de campo sensible al oxígeno disuelto y a la temperatura del licor mezclado.

-Demanda química de oxígeno-

La demanda química de oxígeno, DQO, se midió con la finalidad de conocer el contenido de materia orgánica biodegradable o no biodegradable. El equivalente de oxígeno a materia orgánica

nica oxidable, es medida mediante la utilización de un agente oxidante fuerte en un medio ácido, a altas temperaturas y en presencia de un catalizador. El método utilizado para conocer la DBO, en mg O /l, fue el número 508 del Standard Methods (7) y que utiliza dicromato de potasio como oxidante y sulfato de plata como catalizador. La cantidad de dicromato utilizado en la reacción permite conocer la cantidad de materia orgánica.

-Demanda bioquímica de oxígeno-

La demanda bioquímica de oxígeno en 5 días, DBO₅, fue medida con la finalidad de conocer la cantidad de materia orgánica biodegradable, mediante la medición del consumo de oxígeno disuelto que realizan los microorganismos en la oxidación bioquímica de la materia orgánica. Generalmente el período de incubación microbiana en esta prueba es de 5 días a 20 °C. Se utilizan 5 días, ya que es el tiempo suficiente para metabolizar un sustrato de fácil biodegradación.

El método utilizado para medir la DBO₅, en mg O /l, fue el número 507 del Standard Methods. (7) 5 2

-Nitrógeno Kjeldahl-

El nitrógeno Kjeldahl sirve para conocer el nitrógeno orgánico y amoniacal presente o tan solo para conocer el nitrógeno orgánico presente en una muestra. Fue medido con la finalidad de conocer la disponibilidad y consumo de nitrógeno en el sistema.

El método utilizado para medir el nitrógeno Kjeldahl total en mg N total/l, fue el aprobado por la AOAC. (6)

-Sólidos totales-

Los sólidos totales son los sólidos que se obtienen de una agua después de mantenerla en evaporación a 103-105 °C. La materia con presión de vapor alta se pierde en esta prueba y no se considera como sólidos. Dentro de los sólidos totales se encuentran los sólidos solubles y los sólidos no solubles.

-Producción de biomasa-

Fue medida con la finalidad de conocer, el efecto de los parámetros que se variaban, en la producción de biomasa. Para conocer la producción de biomasa en mg SST/m².d, se esperaba el régimen permanente y se medía el flujo y la concentración de sólidos totales tanto en el efluente del reactor como en la corriente de salida del sedimentador. Se evaluaba la producción de biomasa planteando un balance de materia en el sedimentador. Este método para evaluar la producción de biomasa incluye tanto a la biomasa que se desprende de los discos como al crecimiento de ésta en el licor mezclado.

-Índice de sedimentación-

El índice de sedimentación de la biomasa, fue obtenido para conocer la facilidad de separación de la biomasa del licor mezclado y poder proponer a futuro un método de separación de la biomasa.

El índice de sedimentación se mide siguiendo el método desarrollado por Kynch y descrito por Dégrémont. (14,36)

-Turbiedad-

La turbiedad fue medida para conocer las condiciones de apariencia de las aguas en tratamiento. Se utilizó un nefelómetro marca Nephelometer Turner Designs. Mediante el nefelómetro se mide la transmisión de la luz en el agua y nos indica la calidad del agua con respecto a la materia coloidal presente.

-Conductividad-

La conductividad fue medida con la finalidad de conocer el contenido de iones en el agua en tratamiento. La medición se efectuó con un puente de conductividad marca Conductivity Bridge Model 31 YSI.

-pH-

El pH de la solución fue medido con el propósito de conocer el efecto de la actividad microbiana sobre el pH de las aguas en tratamiento y las condiciones del agua antes y después de ser tratada. El nejayote, además de ser un contaminante por su alto contenido de materia orgánica, también lo es por el alto pH que tiene al salir del proceso. La actividad microbiana puede o no lograr la modificación del pH, lo que hace la diferencia entre la vida y la muerte en el medio acuoso. Conocer el pH sirve también para tener una idea del tipo de sistema microbiano que se tiene.

El pH fue medido mediante un electrodo combinado y un medidor de pH marca pH Meter Corning Model 10.

3.6 Resultados experimentales

Los resultados de los análisis efectuados en cada periodo de experimentación para cada reactor se muestran en las tablas de los incisos que a continuación se presentan.

3.6.1 Resultados experimentales del reactor RBR-250

Los resultados experimentales para el licor mezclado y para la biomasa se muestran en las Tablas 3.8.A y 3.8.B, que se presentan a continuación.

Tabla 7.2. A

ANÁLISIS DE LAS CONDICIONES DEL AGUA DE LOS RIOS

Periodo 1

S = 2 000 mg DQO/l (equivalente a 0,11112 kg DQO/m².d)

CAMARA	DQO (mg DQO/l)	NK (mg N/l)	OD (mg O ₂ /l)	DBO ₅ (mg O ₂ /l)	pH	T (°C)	ST (mg/l)	SDT (mg/l)	COND. (µm)	TURB. (N.T.U.)
1	2 005 ± 81	17 ± 8	---	1 275	7,4 ± 1,9	---	---	---	---	---
1	824 ± 57	17 ± 8	5,6 ± 0,4	264	7,8 ± 0,1	15,2 ± 0,6	---	---	---	---
2	859 ± 154	14 ± 5	6,0 ± 0,4	353	8,0 ± 0,1	15,2 ± 0,6	---	---	---	---
3	856 ± 67	16 ± 7	6,2 ± 0,5	181	8,0 ± 0,1	15,2 ± 0,6	---	---	---	---
4	767 ± 83	17 ± 9	6,4 ± 0,6	255	8,1 ± 0,1	15,2 ± 0,6	---	---	---	---
e	850 ± 59	15 ± 6	---	323	8,1 ± 0,3	---	---	---	---	---

Periodo 2

S = 5 000 mg DQO/l (equivalente a 0,11112 kg DQO/m².d)

..
P)
U)

CAMARA	DQO (mg DQO/l)	NK (mg N/l)	OD (mg O ₂ /l)	DBO ₅ (mg O ₂ /l)	pH	T (°C)	ST (mg/l)	SDT (mg/l)	COND. (µm)	TURB. (N.T.U.)
1	5 034 ± 177	78 ± 5	---	2 400	6,0 ± 0,3	---	5883 ± 951	---	1933 ± 502	59 ± 50
1	1 620 ± 94	25 ± 3	2,7 ± 0,5	673	7,6 ± 0,1	15,6 ± 0,7	5883 ± 689	---	1087 ± 188	103 ± 16
2	1 368 ± 100	25 ± 4	3,8 ± 0,3	609	7,7 ± 0,1	15,6 ± 0,7	5343 ± 828	---	1033 ± 188	98 ± 17
3	1 516 ± 139	30 ± 11	4,1 ± 0,3	---	7,8 ± 0,1	15,6 ± 0,7	5885 ± 1709	---	1010 ± 194	98 ± 27
4	1 504 ± 84	26 ± 4	4,3 ± 0,6	---	7,8 ± 0,2	15,6 ± 0,7	5750 ± 1083	---	1005 ± 230	80 ± 23
e	1 580 ± 94	26 ± 5	---	720	7,5 ± 0,2	15,6 ± 0,7	2438 ± 607	---	1027 ± 160	103 ± 18

Periodo 3

S = 8 000 mg DQO/l (equivalente a 0,2562 kg DQO/m².d)

CAMARA	DQO (mg DQO/l)	NK (mg N/l)	OD (mg O ₂ /l)	DBO ₅ (mg O ₂ /l)	pH	T (°C)	ST (mg/l)	SDT (mg/l)	COND. (µm)	TURB. (N.T.U.)
1	8 144 ± 668	142 ± 14	---	4 559	7,9 ± 2,9	---	8462 ± 2082	845 ± 532	2783 ± 259	---
1	2 451 ± 557	98 ± 15	0,5 ± 0,2	508	7,7 ± 0,5	14,6 ± 0,5	8330 ± 1950	3717 ± 453	1223 ± 57	326
2	2 469 ± 487	86 ± 9	1,0 ± 0,5	488	7,8 ± 0,3	14,6 ± 0,5	7500 ± 12637	3467 ± 458	1223 ± 63	328
3	2 447 ± 506	93 ± 19	1,5 ± 0,7	475	7,7 ± 0,3	14,6 ± 0,5	8170 ± 15620	3553 ± 377	1203 ± 14	328
4	2 364 ± 735	88 ± 10	2,0 ± 0,6	419	7,7 ± 0,3	14,6 ± 0,5	11120 ± 7122	3597 ± 517	1203 ± 14	330
e	2 461 ± 428	90 ± 29	---	479	7,7 ± 0,3	---	7543 ± 3739	3573 ± 488	1233 ± 52	---

TABLA 3.8.B
RESULTADOS EXPERIMENTALES PARA LA BIOMASA DEL RBR-250

Periodo 2

S = 5 000 mg DQO/l

$\bar{Y} = 1.06$ mg biomasa/mg DQO

CAMARA	BIOMASA DISCOS		BIOMASA LICOR MEZCLADO		
	NK (mg N/g)	ST (g/cm ²)	NK (mg N/g)	ST (mg/ml)	INDICE SEDIMENTACION (ml/mg)
1	15.1	8.78	36.1	7.09	0.0408
2	12.8	6.14	41.5	6.72	0.0412
3	15.0	4.21	35.1	8.71	0.0714
4	8.8	8.64	40.0	7.25	0.1443

Periodo 3

S = 3 000 mg DQO/l

$\bar{Y} = 0.63$ mg biomasa/mg DQO

CAMARA	BIOMASA DISCOS		BIOMASA LICOR MEZCLADO		
	NK (mg N/g)	ST (g/cm ²)	NK (mg N/g)	ST (mg/ml)	INDICE SEDIMENTACION (ml/mg)
1	22.8	4.98	18.7	9.69	0.0120
2	12.6	3.78	18.9	10.98	0.0200
3	18.3	4.49	20.0	12.62	0.0273
4	17.3	3.71	20.4	13.04	0.0270

3.6.2 Resultados experimentales del reactor RBR-50

Los resultados experimentales de los periodos 1 y 2 se tomaron del trabajo previo de Pedroza et al (25,46), y fueron obtenidos de corridas que alcanzaron el régimen permanente. Los datos del periodo 3 también obtenidos de una corrida que alcanzó el régimen permanente, se generaron en el trabajo presente.

Los datos experimentales para el licor mezclado y para la biomasa se muestran en las Tablas 3.9.A y 3.9.B.

TABLE 3.9.A
 11. ALTRICCO SOTTOMINERALE PER IL LICCHIOZZUCCO DEL RDM-50

Periodo 1

S = 5 D₂ (mg D₂/l) (equivalente a 0,0004 kg D₂/m³).

CAPI-CA	D ₂ (mg D ₂ /l)	NR (mg N/l)	OD (mg O ₂ /l)	DBO ₅ (mg O ₂ /l)	pH	T (°C)	ST (mg/l)	SOT (mg/l)	COND. (μmhos)	TURB. (N.T.U.)
1	4 114 ± 80	7	---	1 275	6,05	13	---	---	---	---
1	4 918 ± 890	83	2,70	1 975	6,62	13	1 000	2 740	1 570	56
2	4 612 ± 827	88	2,73	1 013	7,17	13	4 532	2 970	1 550	59
3	4 562 ± 725	152	2,73	618	7,25	13	4 852	3 090	1 450	60
4	4 393 ± 611	131	3,15	375	7,32	13	1 680	3 480	1 350	100
5	4 391 ± 469	56	3,67	300	7,38	13	1 532	3 280	1 190	125
6	4 391 ± 469	62	3,65	285	7,41	13	1 844	3 390	1 170	130
7	4 233 ± 269	56	3,64	175	7,39	13	1 528	3 230	1 340	145
8	4 245 ± 135	66	3,86	300	7,37	13	4 040	3 500	1 280	155
9	4 306 ± 113	47	3,57	375	7,33	13	3 648	3 280	1 200	220
10	4 148 ± 243	136	3,02	262	7,23	13	5 002	3 036	1 150	275

Periodo 2

S = 5 D₂ (mg D₂/l) (equivalente a 0,0004 kg D₂/m³).

CAPI-CA	D ₂ (mg D ₂ /l)	NR (mg N/l)	OD (mg O ₂ /l)	DBO ₅ (mg O ₂ /l)	pH	T (°C)	ST (mg/l)	SOT (mg/l)	COND. (μmhos)	TURB. (N.T.U.)
1	4 525 ± 119	70,5	---	1 375	6,8	---	4 770	---	---	---
1	4 814 ± 884	81,9	3,7	1 200	6,3	12	4 548	3 076	1 450	---
2	4 400 ± 429	67,8	4,4	1 200	7,0	12	4 400	2 872	1 500	---
3	4 333 ± 1174	214,1	3,9	1 080	7,0	12	6 911	1 143	1 303	---
4	4 283 ± 638	179,5	4,1	862	7,2	11,5	6 562	4 654	1 400	---
5	4 363 ± 859	59,0	4,6	900	7,2	11,5	4 498	1 498	1 500	---
6	4 800 ± 745	58,9	4,9	750	7,2	11,7	4 205	2 055	1 350	---
7	4 700 ± 896	71,2	4,2	450	7,2	12	5 173	3 643	1 450	---
8	4 660 ± 896	288,0	2,9	300	7,4	12	13 087	4 007	1 300	---
9	4 550 ± 541	279,0	2,5	263	7,4	11,5	14 137	3 474	1 300	---
10	4 420 ± 67	282,4	2,3	375	7,4	13	13 123	5 431	1 300	---

Periodo 3

S = 5 D₂ (mg D₂/l) (equivalente a 0,0004 kg D₂/m³).

CAPI-CA	D ₂ (mg D ₂ /l)	NR (mg N/l)	OD (mg O ₂ /l)	DBO ₅ (mg O ₂ /l)	pH	T (°C)	ST (mg/l)	SOT (mg/l)	COND. (μmhos)	TURB. (N.T.U.)
1	4 591 ± 221	83 ± 9	---	2 920	5,4 ± 0,3	---	4865 ± 1374	4795 ± 1052	1533 ± 321	---
1	4 217 ± 267	67 ± 7	4,4 ± 0,1	1 426	7,4 ± 0,3	---	4845 ± 1334	3660 ± 1271	1335 ± 415	---
2	4 017 ± 257	50 ± 2	4,1 ± 0,1	1 330	7,4 ± 0,3	14	6110 ± 3358	3565 ± 699	1240 ± 287	---
3	4 832 ± 241	61 ± 7	4,7 ± 0,1	706	7,4 ± 0,3	14	---	---	1150 ± 215	---
6	4 690 ± 217	61 ± 11	5,4 ± 0,1	---	7,4 ± 0,3	14	---	---	1143 ± 251	---
8	4 433 ± 195	---	---	750	---	14	---	---	1142 ± 251	---
9	---	---	5,8 ± 1,2	---	---	14	---	---	---	---
10	4 245 ± 243	55	3,4 ± 2,1	660	7,4 ± 0,2	14	11150 ± 191	3730 ± 2287	1147 ± 157	---

TABLA 3.9.B
RESULTADOS EXPERIMENTALES PARA LA BIOMASA DEL RBR-50

CAMARA	P E R I O D O					
	1		2		3	
	BIOMASA DISCOS					
	NK (mg N/g)	ST (mg/cm ²)	NK (mg N/g)	ST (mg/cm ²)	NK (mg N/g)	ST (mg/cm ²)
1	40.82	1.96	62.23	7.44	48.66	1.43
2	25.82	2.13	53.28	6.55	20.06	1.42
3	18.05	2.66	33.67	3.98	13.62	1.99
4	15.62	3.33	21.43	4.06	11.97	2.55
5	10.45	4.69	12.32	12.01	13.79	3.88
6	13.12	4.04	13.41	10.14	11.62	3.24
7	9.17	6.11	13.76	12.14	19.95	6.96
8	12.37	3.88	11.97	12.45	58.63	6.82
9	12.67	4.42	10.65	9.30	20.57	6.67
10	20.56	2.87	10.65	10.23	24.57	5.46
	S = 4 265 mg DQO/l Y = 0.81 mg biomasa/mg DQO n = 16 RPM ϕ = 1.17 dias		S = 6 525 mg DQO/l Y = 2.08 mg biomasa/mg DQO n = 16 RPM ϕ = 1.18 dias		S = 5 000 mg DQO/l Y = 0.66 mg biomasa/mg DQO n = 23 RPM ϕ = 2.5 dias	

4. CORRELACION DE LOS MODELOS MATEMATICOS CON LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES

En el presente capítulo se pretende hallar cuál de los modelos matemáticos planteados con anterioridad es capaz de representar al proceso de tratamiento biológico realizado experimentalmente.

El modelo relacionará al área de biodiscos, tiempo de residencia, cantidad de materia orgánica removida y cinética de la reacción de degradación biológica, y será de utilidad para apoyar la realización del dimensionamiento de un equipo de este tipo para efectuar el tratamiento del nejayote a una escala mayor y para predecir su funcionamiento bajo diferentes condiciones de operación. Dado que estos son los objetivos principales perseguidos en la realización del presente trabajo, el modelado del sistema en estudio, es la meta más importante a alcanzar.

Puesto que a la largo de la experimentación se encontró que la transferencia de oxígeno es un factor limitante para el adecuado funcionamiento del proceso, y dado que a mayor carga orgánica aplicada al sistema se requiere una cantidad mayor de oxígeno, el modelo que se emplee estará restringido en el intervalo de carga orgánica aplicada al que se trabajó en el presente estudio.

4.1 Correlación de los modelos matemáticos con los resultados experimentales obtenidos con el reactor de 248 l, RBR-250

De acuerdo con los resultados experimentales, el RBR-250 se comportó como un reactor de una sola etapa. Por esta razón, los modelos presentados en el Capítulo 2 pueden ser aplicados sin efectuar ninguna modificación.

Para efectuar la correlación de los modelos matemáticos, se cuenta con la siguiente información experimental:

N= 96 discos totales

R= 25 cm

r= 5 cm

V= 248 l

Las concentraciones de biomasa y coeficientes de rendimiento que se obtuvieron como un promedio para los tres periodos experimentales son los siguientes:

X= 6.21 mgSST/cm² (20.7 mgSST/cm³ con un espesor promedio de 3 mm)

XS= 5447 mgSST/l

Y= 0.845 mg SST/mg DQO removido

Espesor de película activa supuesto= 200 μ

La información acerca de la degradación para cada periodo experimental es la siguiente:

PERIODO	Q (l/h)	n (rpm)	Si (mg DQO/l)	Se (mg DQO/l)
1	5	25	2005	850
2	5	25	5094	1580
3	5	25	8114	2461

A continuación se presentan los resultados de la aplicación de cada uno de los modelos a los datos experimentales obtenidos con el RBR-250.

4.1.1 Correlación con el modelo general propuesto por Kornegay y Andrews. ⁽³⁴⁾

Tal como se planteó en el Capítulo 2, la expresión de ajuste es la siguiente:

$$A X / (Q Y (Si - Se)) = (1/Se Ks/\mu m) + 1/\mu m \dots (19)$$

El área de los discos que mantiene contacto con el licor mezclado se calcula mediante la Ec. (27)

$$A = 2N \pi (R^2 - r^2) \dots (27)$$

donde N corresponde al número total de discos del sistema.

Calculando de esta manera:

$$A = 36.19 \text{ m}^2$$

$$P = AX\delta / (QY) = 35262 \text{ mg DQO h} / \text{l}$$

Los puntos para realizar la regresión lineal son:

PERIODO	Si (mgDQO/l)	Se (mgDQO/l)	P/(Si-Se) (h)	1/Se (1/mgDQO)
1	2005	850	30.703	0.0011765
2	5094	1580	10.092	0.0006329
3	8114	2461	6.273	0.0004063

Los resultados de la regresión lineal son:

$$\text{Coeficiente de correlación, } r^2 = .9792$$

$$\text{Ordenada al origen, o.o.} = -8.578 \text{ h}$$

$$\text{Pendiente} = 32857.86 \text{ mgDQO h/l}$$

Los valores de las constantes cinéticas son los siguientes:

$$\mu m = -0.11657 \text{ h}^{-1}$$

$$K_s = -2630.48 \text{ mgDQO/l}$$

Las concentraciones en el efluente que predice el modelo son las siguientes:

PERIODO	Si (mgDQO/l)	Se(exp) (mgDQO/l)	Se(teórica) (mgDQO/l)	%D (%)
1	2005	850	841	+1.06
2	5094	1580	1721	-8.92
3	8114	2461	2247	+8.70

$$\%D = 100 (Se(\text{exp}) - Se(\text{t})) / Se(\text{exp})$$

(35)

4.1.2 Correlación con el modelo de Kornegay para un RBR.

Como se planteó en el Capítulo 2, la expresión de ajuste es la siguiente:

$$(A X_a \delta + X_s V) / (QY(S_i - S_e)) = 1/Se K_s / \mu_m + 1/\mu_m$$

para una concentración promedio de biomasa en suspensión

$X_s = 5447 \text{ mgSST/l}$, suponiendo una fracción de espesor activo calculada a partir del espesor activo de 200μ y espesor total de 3 mm, la concentración de biomasa en suspensión activa es:

$$X_s = 5447 * 200 \text{ E-6} / 3 \text{ E-3} = 363.13 \text{ mgSST/l.}$$

$$\text{De esta manera si } P = (A X_a \delta + X_s V) / (QY)$$

$$P = 56777 \text{ mgDQO h/l}$$

Los puntos para la efectuar la regresión lineal son:

PERIODO	Si (mgDQO/l)	Se (mgDQO/l)	P/(Si-Se) (h)	1/Se (1/mgDQO)
1	2005	850	49.158	0.0011765
2	5094	1580	16.157	0.0006329
3	8114	2461	10.043	0.0004063

Los resultados de la regresión lineal son:

$$r^2 = 0.9792$$

$$p.o. = -13.731 \text{ h}$$

$$\text{Pendiente} = 52603.0 \text{ mgDQO h/l}$$

Los valores de las constantes cinéticas para este modelo son:

$$m = -0.07287 \text{ h}^{-1}$$

$$K_s = -3830.96 \text{ mgDQO/l}$$

Las concentraciones en el efluente que predice el modelo son:

PERIODO	S_i (mgDQO/l)	$S_e(\text{exp})$ (mgDQO/l)	$S_e(\text{teórica})$ (mgDQO/l)	%D (%)
1	2005	850	841	+1.06
2	5094	1580	1721	-8.90
3	8114	2461	2247	+8.70

(53)

4.1.3 Correlación con el modelo propuesto por Schroeder.

Tal como se planteó en el Capítulo 2, la expresión de ajuste es la siguiente:

$$(1/S_e - 1/S_i) / \ln(S_i/S_e) = P_0 / (K_s \ln(S_i/S_e)) - 1/K_s$$

Los puntos para efectuar la regresión lineal son:

PERIODO	S_i (mgDQO/l)	S_e (mgDQO/l)	$(1/S_e - 1/S_i) / \ln(S_i/S_e)$ (1/mgDQO)	$1 / \ln(S_i/S_e)$ (h)
1	2005	850	7.897 E-4	57.80
2	5094	1580	3.729 E-4	42.37
3	8114	2461	2.373 E-4	41.57

Los resultados de la regresión lineal son:

$$r^2 = 0.9628$$

$$a.o. = -.0009925 \text{ 1/mgDQO}$$

$$\text{Pendiente} = .0000309 \text{ 1/mgDQO h}$$

Los valores de las constantes cinéticas para este modelo son:

$$K_s = 1007.55 \text{ mgDQO/l}$$

$$P = 0.0311325 \text{ h}$$

Las concentraciones teóricas en el efluente que predice el modelo son:

PERIODO	Si (mgDQO/l)	Se(exp) (mgDQO/l)	Se(teórica) (mgDQO/l)	%D (%)
1	2005	850	849	+0.12
2	5094	1580	1646	-4.18
3	8114	2461	2349	+4.55

(48)

4.1.4 Correlación con el modelo propuesto por Poepel

Como se planteó en el Capítulo 2, la expresión de ajuste es la siguiente:

$$Q \frac{(S_i - S_e)}{A} = K \frac{S_e^{0.5}}{0.5}$$

Para $A=37.7m$, los puntos para efectuar la regresión lineal son los siguientes:

PERIODO	Si (mgDQO/l)	Se (mgDQO/l)	$Q \frac{(S_i - S_e)}{A}$ (mgDQO/h m)	$\frac{S_e^{0.5}}{0.5}$ (mgDQO/l)
1	2005	850	159.57	29.15
2	5094	1580	485.49	39.75
3	8114	2461	781.02	49.61

Los resultados de la regresión lineal para una expresión del tipo $y=ax^2$ son:

$$r^2 = 0.99$$

$$\text{Pendiente} = 12.82 \text{ mgDQO}^{-1/2} \text{ m}^{-1/2} \text{ h}^{-1}$$

Las concentraciones teóricas en el efluente del reactor que predice el modelo son:

PERIODO	Si (mgDQO/l)	Se(exp) (mgDQO/l)	Se (teórica) (mgDQO/l)	%D (%)
1	2005	850	327	+61.53
2	5094	1580	1500	+5.06
3	8114	2461	3017	-22.59

4.1.5 Correlación con el modelo propuesto por Stover y Kincannon. (55)

Según lo planteado con anterioridad en el Capítulo 2, la expresión de ajuste es:

$$1/L_r = K_s/L_r \max + 1/L_o \max$$

donde:

$$L_r = Q (S_i - S_e) / A$$

$$L_o = Q S_i / A$$

Para $A=37.7 \text{ m}^2$ y $Q=5 \text{ l/h}$, los puntos para efectuar la regresión lineal son:

PERIODO	Si (gDQO/l)	Se (gDQO/l)	$1/L_r$ 2 (m d/g)	$1/L_o$ 2 (m d/g)
1	2.005	0.850	0.26110	0.150416
2	5.094	1.580	0.08582	0.059204
3	8.114	2.461	0.05335	0.037168

los resultados de la regresión lineal son:

$$r^2 = 0.9985$$

$$1/Lr \text{ max} = -0.019576 \text{ m}^2 \text{ d/g}$$

$$Ks/Lr \text{ max} = 1.8599$$

Las concentraciones en el efluente del reactor que el modelo es capaz de predecir son:

PERIODO	Si (mgDQO/l)	Se(exp) (mgDQO/l)	Se (teórica) (mgDQO/l)	%D (%)
1	2005	850	846	+0.47
2	5094	1580	1763	- 11.58
3	8114	2461	2029	+17.55

(45)

4.1.6 Correlación con el modelo propuesto por Opatken.

Como se planteó en el Capítulo 2 , la expresión de ajuste es la siguiente:

$$(S_i - S_e) / \theta = K \frac{S_e^2}{2}$$

Para $\theta = 2.066 \text{ d}$, los puntos para efectuar la regresión lineal son los siguientes:

PERIODO	Si (gDQO/l)	Se (gDQO/l)	(Si-Se)/ θ (gDQO/l.d)	$\frac{S_e^2}{2}$ (gDQO/l) ²
1	2.005	0.850	0.559	0.7225
2	5.094	1.580	1.700	2.4964
3	8.114	2.461	2.740	6.0565

Los resultados de la regresión lineal para una expresión del tipo $y=ax$ son los siguientes:

$$r^2 = 0.95$$

Pendiente = 0.4824 l/ mgDQO.d

Las concentraciones en el efluente del reactor que el modelo es capaz de predecir son:

PERIODO	S ₁ (mgDQO/l)	S _e (exp) (mgDQO/l)	S _e (teórica) (mgDQO/l)	%D (%)
1	2005	850	999	-17.53
2	5094	1580	1805	-14.24
3	8114	2461	2382	+ 3.21

4.1.7 Correlación con el modelo propuesto por Hansford et al. (27)

Las ecuaciones del modelo según lo planteado en el punto

2.3.7 son las siguientes:

$$dS_1/dt = -k_1 (S_1 - S_2) / (2 \pi n \delta_1) \dots (58)$$

$$dS_2/dt = k_1 (S_1 - S_2) / (2 \pi n \delta_b) - \mu_m \times S_2 / (2 \pi n Y (K_s + S_2)) \dots (62)$$

$$k_1 (S_e - S_s) / \delta_b = \mu_m \times S_s / Y (K_s + S_s) \dots (64)$$

$$Q(S_1 - S_e) + 2HQf(S_1(\beta) - S_e) = 2Nk_1As(S_e - S_s) + \mu_m \times S_s V S_e / Y (K_s + S_e) \dots (70)$$

El valor de los siguientes parámetros se encontró reportado como valor representativo en la literatura: (27)

$$k_1 = 0.4 \text{ m/h}$$

$$\delta_1 = 100 \mu$$

$$\delta_b = 200 \mu$$

K_s es función de la especie de bacterias, sustrato y condiciones ambientales; se ha encontrado que toma valores desde 1 hasta 100 mg/l. (27)

Los valores encontrados en la literatura para μ_m varían

desde 0.058 hasta 0.28 h⁻¹ a 25 °C.

La integración de las ecuaciones simultáneas, Ecs. (58) y (62), se realizó por el método de Runge Kutta de cuarto orden para dos variables dependientes (S1 y S2) y una variable independiente (θ); los valores a la frontera con que se cuenta son los siguientes:

$$\begin{array}{llll} \text{cuando } \theta = 0 & S1 = S_e & \text{y} & S2 = S_s \\ \text{cuando } \theta = \beta & S1 = S1(\beta) & \text{y} & S2 = S2(\beta) \end{array}$$

Las integraciones se realizaron con un número de puntos igual a 5.

Para el ajuste de parámetros se utilizó la información experimental del periodo 1. El sistema de ecuaciones tiene un número infinito de parejas de valores de μ_m y K_s que satisfacen para los datos experimentales del periodo 1. La pareja correcta de valores para μ_m y K_s era aquella que además satisfizo para los datos experimentales de los periodos 2 y 3.

El método de ajuste de los parámetros μ_m y K_s fue el siguiente:

- 1.- Se fijó un valor para δl , δb , y k_l
- 2.- Para un valor de μ_m dentro del intervalo se supuso un valor para K_s
- 3.- Se resolvió la Ec. (64) para S_s
- 4.- Se realizó la integración simultánea de las Ecs. (58) y (62) para obtener el valor de $S1(\beta)$
- 5.- Se sustituyeron los valores calculados y los datos experimentales en la Ec. (70); si ésta se cumplía entonces el valor supuesto para K_s era correcto y si no, se suponía otro valor y se repetía desde el punto 3 de la secuencia.

El método de cálculo para la concentración teórica de efluente para los periodos experimentales restantes fue el siguiente:

- 1.- Con la pareja de valores para μ_m y K_s que satisfacen para el periodo 1, se supuso un valor para la concentración de efluente, S_e , para el periodo experimental restante (2 o 3).
- 2.- Se resolvió la Ec.(64) para S_s
- 3.- Se realizó la integración simultánea de las Ecs.(58) y (62) para obtener el valor de $S_1(\beta)$
- 4.- Se sustituyeron valores en la Ec.(70); si ésta se cumplía entonces el valor supuesto para S_e era el correcto.
- 5.- Si el valor encontrado para S_e era similar al obtenido experimentalmente, entonces la pareja μ_m y K_s era la correcta para simular el fenómeno observado.

Los resultados obtenidos son los siguientes:

-1

Para un valor de $k_1 = 0.4 \text{ h}^{-1}$

$$\delta l = 100 \mu$$

$$\delta b = 200 \mu$$

y considerando que solo una fracción de la biomasa en suspensión es activa

K_s (mgDQO/l)	μ_m (h)	S_e (teórico) (mgDQO/l)		
		Periodo		
		1	2	3
6000	0.2	850	2430	4260
13000	0.4	850	2300	3870
33000	1.0	850	2200	3580

El intervalo de valores en que se varió μ y K_s es muy amplio y sin embargo no se encontró una pareja de valores con los cuales la concentración de efluente teórica para los periodos 2 y 3 fueran lo suficientemente cercanos a los observados.

Con el objeto de conocer el efecto de la variación de los demás parámetros supuestos sobre la capacidad del modelo para simular el fenómeno observado se realizaron corridas variando cada uno de los parámetros. Los resultados de este estudio aparecen en forma tabular en el Apéndice IV.

4.1.8 Resumen de los resultados de las correlaciones de los modelos matemáticos para el RBR-250

A continuación en la Tabla 4.1, se presentan los valores de las constantes cinéticas obtenidas y el % de error entre las concentraciones teóricas que predicen los modelos con respecto a los datos experimentales.

Dado que las concentraciones teóricas predichas por el modelo de Kornegay y Andrews ⁽³⁴⁾ y las predichas por el modelo ⁽³⁵⁾ de Kornegay son las mismas, en la Tabla 4.1 se reportó un % de error común a ambos modelos.

TABLA 4.1

Resultados de las correlaciones de los modelos matemáticos para el RBR-250

PERIODO	Kornegay %	Schroeder %	Poepel %	Stover %	Optaken %	Hansford %
1	+1.06	+0.12	+61.53	+0.47	-17.53	0
2	-8.92	-4.18	+5.06	-11.58	-14.24	-53.8
3	+8.70	+4.55	-22.59	+17.55	+ 3.21	-73.1
TOTAL	0.84	0.49	44.00	6.44	-12.94	-126.9

CONSTANTES:

Kornegay y Andrews: $\mu_m = -0.11657 \text{ h}^{-1}$; $K_s = -3830.48 \text{ mg DQO/l}$

Kornegay: $\mu_m = -0.07288 \text{ h}^{-1}$; $K_s = -3830.96 \text{ mg DQO/l}$

Schroeder: $K_s = 1007.55 \text{ mg DQO/l}$; $P = 0.031134 \text{ h}^{-1}$

Poepel: $K = 12.82 \text{ mg DQO /m}^2 \cdot \text{h}$

Stover y Kincannon: $L_r \text{ max} = -51.08 \text{ g DQO/m}^2 \cdot \text{d}$;
 $K_s = -95.0 \text{ g DQO/m}^2 \cdot \text{d}$

Opatken: $K = 0.4884 \text{ l/g DQO} \cdot \text{d}$

Hansford et al: $\mu_m = 0.2 \text{ h}^{-1}$; $K_s = 6000 \text{ mg DQO/l}$

En la Fig. 4.1 se muestra gráficamente las curvas de concentración de sustrato en función del número de etapa, obtenidas con las concentraciones predichas por los modelos que mejor ajustan, junto con las obtenidas experimentalmente.

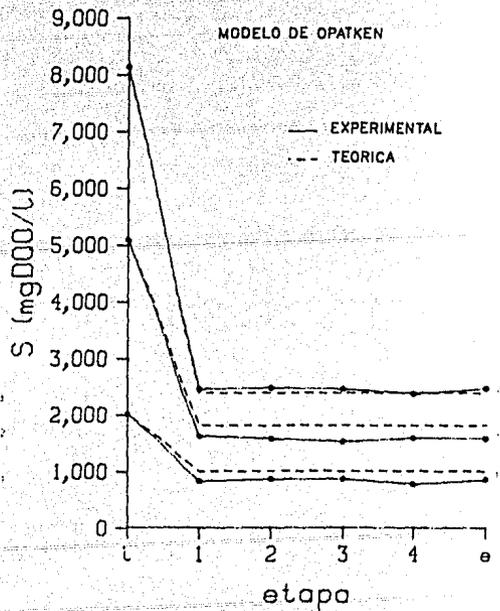
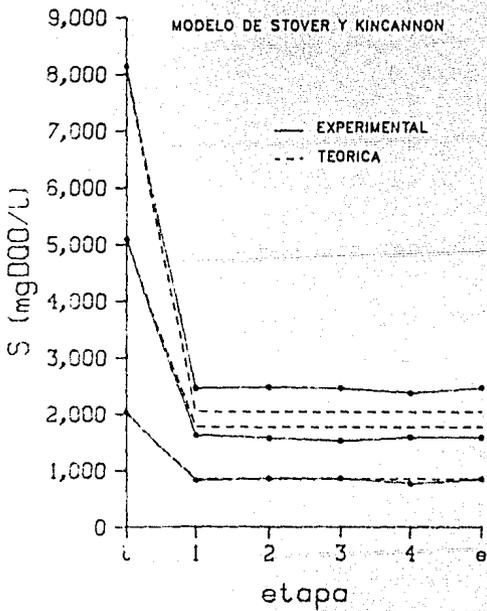
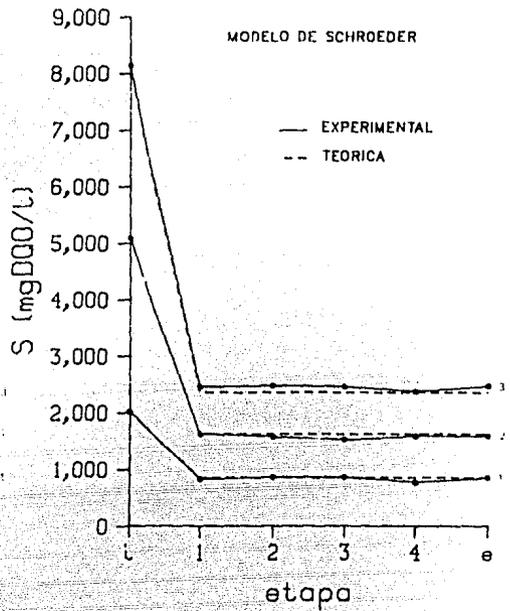
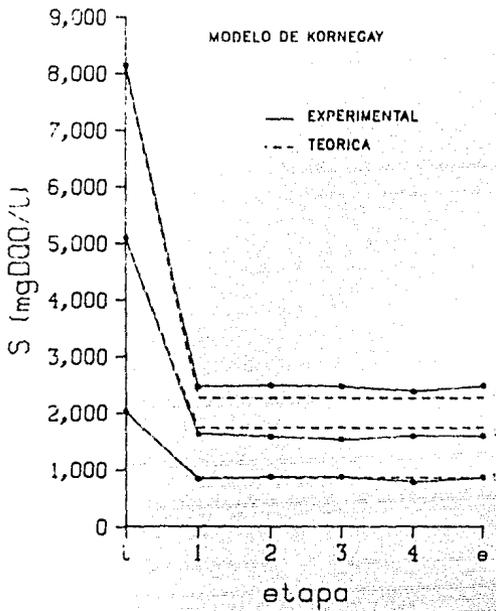


FIG. 4.1 COMPARACION DE LAS CURVAS TEORICAS CON LAS EXPERIMENTALES PARA EL RBR-250

4.2 Correlación de los modelos matemáticos con los resultados experimentales obtenidos con el reactor de 50 l, RBR-50

De acuerdo con los resultados observados durante la experimentación con el RBR-50, en éste, la degradación es llevada a cabo en forma secuencial a través de todas las etapas que lo constituyen. Los modelos matemáticos presentados en el Capítulo 2 están desarrollados para una sola etapa, así que la correlación de estos debe realizarse individualmente para cada etapa del reactor. El modelo que mejor se ajuste a los datos experimentales tendrá que ser capaz de predecir, lo más cercano a la realidad posible, la información obtenida experimentalmente por lo menos para las cuatro primeras etapas, que es el número óptimo de etapas para un RBR ⁽²⁵⁾ y en especial para la primera etapa, que es en la cual se efectúa la mayor parte de la remoción de materia disuelta.

Para efectuar la correlación de los modelos matemáticos se cuenta con la siguiente información obtenida experimentalmente y que ya se había mostrado en el capítulo anterior:

$N = 5$ discos/etapa

$R = 15$ cm

$r = 3$ cm

$V = 5$ l/etapa

Las concentraciones de biomasa y coeficiente de rendimiento que se obtuvieron como un promedio para los tres periodos experimentales y para todas las etapas son:

$X = 2.73$ mg SST/cm²

$X_s = 4045$ mg SST/l

$Y = 0.461$ mg SST/mg D90 removido

Espesor de película activa supuesto= 200 μ

La información acerca de la degradación en cada periodo experimental es el siguiente:

PERIODO	Q(l/h)	n (rpm)
1	1.781	16
2	1.781	16
3	0.833	23

ETAPA	S (mg DQD/l)		
	PERIODO 1	PERIODO 2	PERIODO 3
1	4134	6525	4991
1	2908	4814	3217
2	2632	4400	3057
3	2562	4333	--
4	2398	4283	2882
5	2391	3963	--
6	2391	3800	2690
7	2233	3700	--
8	2245	3600	2433
9	2306	3550	--
10	2148	3420	2265

A continuación se presentan los resultados de la aplicación de cada uno de los modelos a los datos experimentales del RBR-50.

Dado que las concentraciones teóricas predichas por el modelo de Kornegay y Andrews y el modelo de Kornegay son las

mismas para el caso del RBR-250 y dado que el modelo de Kornegay resulta ser más completo por considerar activa a la biomasa en suspensión, para el RBR-50 ya no se correlacionó al modelo de Kornegay y Andrews.

4.2.1 Correlación con el modelo propuesto por Kornegay para un RBR. (35)

El modelo se ajustó a los resultados experimentales si la siguiente relación se cumple:

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

$$P / (S_i - S_e) = (K_s / S_e \mu_m) + 1 / \mu_m$$

Correlación con los datos de la etapa 1:

PERIODO	S _i (mgDQO/l)	S _e (mgDQO/l)	P (mgDQO.h/l)	P / (S _i - S _e) (h)	1 / S _e (1/mgDQO)
1	4134	2908	2578.66	2.1033	1/2908
2	6525	4814	2578.66	1.5071	1/4814
3	4991	3217	5513.32	3.1078	1/3217

Los resultados de la regresión lineal de P / (S_i - S_e) vs. 1/S_e son los siguientes:

Coeficiente de correlación, r = 0.382²
 Ordenada al origen, a.o = 0.21536 h
 Pendiente = 7040.48 mgDQO.h/l

Los valores de los parámetros cinéticos son:
⁻¹
 μ_m = 4.64 h
 K_s = 32691.68 mgDQO/l

Las concentraciones que predice el modelo para el efluente de la primera etapa son:

PERIODO	Si (mgDQO/l)	Se(exp) (mgDQO/l)	Se teórico (mgDQO/l)	%D (%)
1	4134	2908	3097	-6.5
2	6525	4814	4950	-2.83
3	4991	3217	2903	+9.76

El método seguido para correlacionar el modelo con las etapas 2-10 es el mismo que para la etapa 1. En la siguiente tabla aparecen resumidos los resultados de las correlaciones, y en la Tabla 4.2 se muestran los porcentajes de desviación (%D) y los coeficientes de correlación de las regresiones lineales (r).

ETAPA	μ_m -1 (h ⁻¹)	Ks (mgDQO/l)	Se teórica (mgDQO/l)			Se experimental (mgDQO/l)		
			Periodo			Periodo		
			1	2	3	1	2	3
1	4.64	32691.8	3097	4950	2903	2908	4814	3217
2	-3.056	-166948	2774	4571	2917	2632	4400	3057
3	0.0258	423.77	2575	4339	2933	2562	4333	2960
4	0.010	-1615.3	2488	4291	2830	2398	4283	2882
5	-0.0019	-3707.7	2389	3678	2848	2391	3963	2786
6	-0.00026	-3492.3	2390	3487	2780	2390	3800	2690
7	0.0272	-616.6	2294	3716	2490	2233	3700	2562
8-10	-0.016	-4803.67	2199	3580	2517	2148	3420	2265

4.2.2 Correlación con el modelo propuesto por Schroeder.

El modelo se ajustará a los datos experimentales si se cumple la siguiente relación:

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

Correlación con los datos de la etapa 1:

PERIODO	Si (mgDQO/l)	Se (mgDQO/l)	θ (h)	$(1/Se - 1/Si) / \ln(Si/Se)$ (1/mg DQO)	$\theta / \ln(Si/Se)$ (h)
1	4134	2908	2.808	2.899E-4	7.982
2	6525	4814	2.808	1.7912E-4	9.233
3	4991	3217	6.000	2.5158E-4	13.662

Los resultados de la regresión lineal son los siguientes:

$$r^2 = 0.00123$$

$$o.o = 2.474E-4$$

$$\text{Pendiente} = -6.62E-7$$

Los valores de los parámetros cinéticos son:

$$Ks = -4042.04$$

$$P = 2.6758E-3$$

Las concentraciones en el efluente de la primera etapa que predice el modelo son:

PERIODO	Si (mgDQO/l)	Se(exp) (mgDQO/l)	Se teórica (mgDQO/l)	%D (%)
1	4134	2908	3788	-30.26
2	6525	4814	2716	+43.58
3	4991	3217	3117	+ 3.11

El método seguido para correlacionar el modelo con las etapas 2-10 es el mismo que para la etapa 1. En la siguiente tabla aparecen resumidos los resultados de las correlaciones, y en la Tabla 4.2 se muestran los porcentajes de desviación

(%D) , los coeficientes de correlación de las regresiones lineales (r^2).

ETAPA	Ks (mgDQO/l)	P -1 (h ⁻¹)	Se teórica (mgDQO/l)			Se experimental (mgDQO/l)		
			Periodo			Periodo		
			1	2	3	1	2	3
1	-4042.0	2.676E-3	3788	2716	3117	2908	4814	3217
2	-3544.8	-1.032E-3	2871	2661	3066	2632	4400	3057
3	-1944.0	2.451E-3	1510	1030	1354	2562	4333	2960
4	-2297.3	1.480E-3	2172	2914	1034	2398	4283	2882
5	-3598.4	-5.509E-4	2391	3027	2864	2391	3963	2786
6	-3235.2	-5.303E-5	2390	2673	2781	2390	3800	2690
7	-2153.3	2.495E-3	----	1351	1902	2233	3700	2562
8-10	6502.0	-9.564E-3	2144	3363	2311	2148	3420	2265

(48)

4.2.3 Correlación con el modelo propuesto por Poepel.

El modelo se ajustará a los datos experimentales si se cumple la siguiente relación:

$$(Q(S_i - S_e)) / A = K S_e^{0.5}$$

Correlación con los datos de la etapa 1:

PERIODO	S _i (mgDQO/l)	S _e (mgDQO/l)	Q (l/h)	A (m)	(Q(S _i -S _e)/A) ^{0.5} (mgDQO/hm)	S _e ^{0.5} (mgDQO/l)
1	4134	2908	1.781	0.678	3220.51	53.92
2	6525	4814	1.781	0.678	4494.53	69.38
3	4991	3217	0.833	0.678	2179.56	56.72

Los resultados de la regresión lineal para una expresión del tipo $y=ax$ son los siguientes:

$$r = 0.65$$

$$\text{Pendiente} = 55.6865 \text{ l}^{0.5} \cdot \text{mgDQO}^{-0.5} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$$

El valor de la constante cinética es:

$$K = 55.6865 \text{ l}^{0.5} \cdot \text{mgDQO}^{-0.5} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$$

Las concentraciones en el efluente de la primera etapa que predice el modelo son:

PERIODO	Si (mgDQO/l)	Se(exp) (mgDQO/l)	Se teórica (mg DQO/l)	%D (%)
1	4134	2908	2977	-2.37
2	6525	4814	5022	-4.32
3	4991	3217	2654	+17.5

El método seguido para correlacionar el modelo con las etapas 2-10 es el mismo que para la etapa 1. En la siguiente tabla aparecen resumidos los resultados de la correlación y en la Tabla 4.2 se muestran los porcentajes de desviación (%D) y los coeficientes de correlación de las regresiones lineales (r):

ETAPA	K 0055 l -2 (mgDQO h m)	Se teórico			Se experimental		
		(mgDQO/l)			(mgDQO/l)		
		Periodo			Periodo		
		1	2	3	1	2	3
1	55.687	2977	5022	2654	2908	4814	3217
2	11.908	2673	4510	2717	2632	4400	3057
3	2.777	2578	4330	2935	2562	4333	2960
4	3.645	2493	4243	2803	2398	4283	2882
5	6.566	2279	4122	2609	2391	3963	2786
6	3.674	2324	3876	2632	2370	3800	2690
7	5.110	2297	3682	2482	2233	3700	2562
8-10	3.008	2076	3497	2286	2148	3420	2265

4.2.4 Correlación con el modelo propuesto por Stover y Kincannon. (55)

El modelo se ajustará a los datos experimentales si se cumple la siguiente relación:

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

donde

$$L_r = Q (S_i - S_e) / A$$

$$L_o = Q S_i / A$$

Correlación con los datos de la etapa 1:

PERIODO	S _i (mgDQO/l)	S _e	L _r ² (mgDQO/h.m)	L _o ² (mgDQO/h.m)
1	4134	2908	3220.51	10859.3
2	6525	4814	4474.53	17140.15
3	4991	3217	2179.56	6132.0

Los resultados de la regresión lineal de $1/L_r$ vs. $1/L_0$ son los siguientes:

$$r = 0.9963$$

$$o.p = 9.7511E-5$$

$$\text{Pendiente} = 2.2305$$

El valor de los parámetros cinéticos para la primera etapa son:

$$L_{rmax} = 10255.25 \text{ mgDQO/h.m}^2$$

$$K_s = 22974.33 \text{ mgDQO/h.m}^2$$

Las concentraciones en el efluente de la primera etapa que predice el modelo son:

PERIODO	S_i (mgDQO/l)	$S_e(\text{exp})$ (mgDQO/l)	$S_e \text{ teórico}$ (mgDQO/l)	%D (%)
1	4134	2908	2877	+1.07
2	6525	4814	4853	-0.81
3	4991	3217	3226	-0.28

El método seguido para correlacionar el modelo con las etapas 2-10 es el mismo que para la etapa 1. En la siguiente tabla aparecen resumidos los resultados de la correlación y en la Tabla 4.2 aparecen los porcentajes de desviación (%D) y los coeficientes de correlación de las regresiones lineales (r):

ETAPA	Lr max (mgDQO/h.m)	Ks 2	Se teórica			Se experimental		
			(mg DQO/l)			(mg DQO/l)		
			Periodo			Periodo		
			1	2	3	1	2	3
1	10255.25	22874.33	2877	4853	3226	2908	4814	3217
2	-705.65	-17726.2	2705	4145	3052	2632	4400	3057
3	263.31	4276.21	2570	4027	2956	2562	4333	2960
4	339.108	7640.8	2502	4255	2870	2398	4283	2882
5	43.42	-411.15	2380	4265	2842	2391	3963	2786
6	4.90	-1981.29	2388	3960	2776	2390	3800	2690
7	334.88	341.90	2269	3677	2443	2233	3700	2562
8-10	459.56	1597.03	2095	3550	2314	2148	3420	2265

(45)

4.2.5 Correlación con el modelo propuesto por Opatken.

La ecuación de ajuste es la siguiente:

$$(S_i - S_e) / \theta = K \frac{S_e^2}{2}$$

Correlación con los datos de la etapa 1:

PERIODO	S _i (gDQO/l)	S _e	θ (d)	(S _i - S _e) / θ (gDQO/l.d)	$\frac{S_e^2}{2}$ (gDQO/l)
1	4.134	2.908	0.117	10.471	8.456464
2	6.525	4.814	0.117	14.624	23.174596
3	4.991	3.217	0.250	7.096	10.349089

Los resultados de la regresión lineal para una expresión del tipo $y = ax$ son los siguientes:

$$r = 0.50$$

Pendiente = 0.7

El valor de la constante cinética es:

$$K = 0.7 \text{ l/gDQO.d}$$

2

Las concentraciones en el efluente de la primera etapa que predice el modelo son:

PERIODO	Si (mgDQO/l)	Se (exp) (mgDQO/l)	Se teórico (mg DQO/l)	%D (%)
1	4134	2908	3262	-12.17
2	6525	4814	4709	+ 2.18
3	4991	3217	3199	+ 0.56

El método seguido para correlacionar el modelo con las etapas 2-10 es el mismo que para la etapa 1. En la siguiente tabla aparecen resumidos los resultados de la correlación y en la Tabla 4.2 se muestran el porcentajes de desviación (%D) y el coeficiente de correlación (r^2) de las regresiones lineales:

ETAPA	K 2 (l/gDQO.d)	Se teórico (mgDQO/l)			Se experimental (mgDQO/l)		
		Periodo			Periodo		
		1	2	3	1	2	3
1	0.7000	3262	4709	3199	2908	4814	3217
2	0.1780	2750	4409	2854	2632	4400	3057
3	0.0383	2601	4316	2973	2562	4333	2960
4	0.0422	2530	4244	2873	2398	4283	2882
5	0.1367	2312	4024	2644	2391	3963	2786
6	0.0782	2341	3829	2648	2390	3800	2783
7	0.0852	2335	3666	2551	2233	3700	2562
8-10	0.0677	2126	3422	2294	2148	3420	2265

4.2.6 Correlación con el modelo propuesto por Hansford.

Las ecuaciones y el método de ajuste para cada una de las etapas son los mismos que los empleados en el punto 4.1.7.

Para este reactor si se hallaron valores para las constantes cinéticas mediante las cuales el modelo es capaz de predecir concentraciones en el efluente, cercanas a las experimentales para cada etapa.

En la siguiente tabla aparecen resumidos los resultados de la correlación:

Para: $k_1 = 0.4 \text{ m/h}$

$\delta l = 100 \mu$

$\delta b = 200 \mu$

ETAPA	Ks (mg DQO/l)	μm -1 (h ⁻¹)	Se teórica			Se experimental		
			Período			Período		
			1	2	3	1	2	3
1	1320	1.0	2908	5100	2500	2908	4814	3217
2	14500	1.0	2632	4400	2630	2632	4400	3057
3	11000	0.2	2562	4300	2900	2562	4333	2960
4	210	0.1	2398	4165	2608	2398	4283	2882
5,6,7	5000	0.1	2233	4043	2500	2233	3700	2562
8,9,10	11500	0.1	2148	3572	2365	2148	3420	2765

4.2.7 Resumen de los resultados de las correlaciones de los modelos matemáticos para el RBR-50

En la siguiente tabla se muestran los % de desviación de las concentraciones predichas por los modelos con las experimentales, así como las constantes cinéticas obtenidas:

TABLA 4.1
Resultados de las correlaciones de los modelos matemáticos para el RBR-50

ETAPA	PERIODO	% DESVIACION					
		Kornegay	Schroeder	Poepel	Stover	Opatken y Kincannon	Hansford et al
1	1	- 6.5	-30.3	- 2.4	1.1	-12.2	0.0
	2	- 2.8	43.6	- 4.3	- 0.8	2.2	- 5.9
	3	9.8	3.1	17.5	- 0.3	0.6	22.3
2	1	- 5.4	- 9.1	- 1.6	- 2.8	- 4.5	0.0
	2	- 4.3	39.5	- 2.5	5.8	- 0.2	0.0
	3	4.6	- 0.3	11.1	0.2	6.6	14.0
3	1	- 0.5	41.1	- 0.6	- 0.3	- 1.5	0.0
	2	- 0.1	76.2	0.1	0.1	0.4	0.8
	3	0.9	54.3	0.8	0.1	- 0.4	2.0
4	1	- 3.8	9.4	- 4.0	- 4.3	- 5.5	0.0
	2	- 0.2	32.0	0.9	0.7	0.9	2.8
	3	1.8	64.1	2.7	0.4	0.3	9.5
5	1	0.1	0.0	4.7	0.5	3.3	}
	2	7.2	23.6	- 4.0	- 7.6	- 1.5	
	3	- 2.2	- 2.8	6.4	- 2.0	5.1	
6	1	0.0	0.0	2.8	0.1	2.1	}
	2	8.2	29.7	- 2.0	- 4.2	- 0.8	
	3	- 3.3	- 3.4	2.2	- 3.2	4.9	
7	1	- 2.7	----	- 2.9	- 1.6	- 4.6	}
	2	- 0.4	63.5	- 4.4	0.6	0.9	
	3	2.8	25.8	3.1	4.6	0.4	
8,9,10	1	- 2.4	0.2	3.1	2.5	0.8	0.0
	2	- 4.7	1.7	- 2.3	- 3.8	0.1	- 4.4
	3	-11.1	- 2.0	- 0.9	- 2.2	- 1.3	- 4.4
TOTAL		-10.3	459.6	29.3	-15.4	- 3.9	16.0

CONSTANTES ETAPA 1:

Kornegay: $\mu m = 4.64 \text{ h}^{-1}$; $Ks = 32691.3 \text{ mg DQO/l}$
 Schroeder: $Ks = -4042.0 \text{ mg DQO/l}$; $P = 2.676E-3 \text{ h}$
 Poepel: $K = 55.687 \text{ mg DQO}$.m .l .h
 Stover y Kincannon: $Lr \text{ max} = 10255.25 \text{ g DQO/m}^2 \cdot \text{d}$;
 $Ks = 22874.33 \text{ g DQO/m}^2 \cdot \text{d}$
 Opatken: $K = 0.7000 \text{ l/g DQO} \cdot \text{d}$
 Hansford et al: $\mu m = 1.0 \text{ h}^{-1}$; $Ks = 1320 \text{ mg DQO/l}$

CONSTANTES ETAPA 2:

Kornegay: $\mu m = -3.056 \text{ h}^{-1}$; $Ks = -166848 \text{ mg DQO/l}$
 Schroeder: $Ks = -3544.8 \text{ mg DQO/l}$; $P = -1.032E-3 \text{ h}$
 Poepel: $K = 11.908 \text{ mg DQO}$.m .l .h
 Stover y Kincannon: $Lr \text{ max} = -705.65 \text{ g DQO/m}^2 \cdot \text{d}$;
 $Ks = -17726.2 \text{ g DQO/m}^2 \cdot \text{d}$
 Opatken: $K = 0.1780 \text{ l/g DQO} \cdot \text{d}$
 Hansford et al: $\mu m = 1.0 \text{ h}^{-1}$; $Ks = 14500 \text{ mg DQO/l}$

CONSTANTES ETAPA 3:

Kornegay: $\mu m = 0.0258 \text{ h}^{-1}$; $Ks = 423.77 \text{ mg DQO/l}$
 Schroeder: $Ks = -1944.0 \text{ mg DQO/l}$; $P = 2.451E-3 \text{ h}$
 Poepel: $K = 2.7769 \text{ mg DQO}$.m .l .h
 Stover y Kincannon: $Lr \text{ max} = 263.31 \text{ g DQO/m}^2 \cdot \text{d}$;
 $Ks = 4276.21 \text{ g DQO/m}^2 \cdot \text{d}$
 Opatken: $K = 0.0383 \text{ l/g DQO} \cdot \text{d}$
 Hansford et al: $\mu m = 0.2 \text{ h}^{-1}$; $Ks = 2562 \text{ mg DQO/l}$

CONSTANTES ETAPA 4:

Kornegay: $\mu m = 0.010 \text{ h}^{-1}$; $Ks = -1615.3 \text{ mg DQO/l}$

Schroeder: $K_s = -2297.7 \text{ mg DQO/l}$; $P = 1.480E-3 \text{ h}$ ⁻¹
 $0.5 \quad 0.5 \quad -2 \quad 0.5 \quad -1$
 Poepel: $K = 3.645 \text{ mg DQO .m .l .h}$
 Stover y Kincannon: $Lr \text{ max} = 389.108 \text{ g DQO/m .d}$ ² ;
 $K_s = 7640.8 \text{ g DQO/m .d}$ ²
 Opatken: $K = 0.0422 \text{ l/g DQO.d}$ ²
 Hansford et al: $\mu \text{ m} = 0.1 \text{ h}$ ⁻¹ ; $K_s = 210 \text{ mg DQO/l}$

CONSTANTES ETAPA 5:

Kornegay: $\mu \text{ m} = -0.0019 \text{ h}$ ⁻¹ ; $K_s = -3707.7 \text{ mg DQO/l}$
 Schroeder: $K_s = -3598.4 \text{ mg DQO/l}$; $P = -5.509E-4 \text{ h}$ ⁻¹
 $0.5 \quad 0.5 \quad -2 \quad 0.5 \quad -1$
 Poepel: $K = 6.566 \text{ mg DQO .m .l .h}$
 Stover y Kincannon: $Lr \text{ max} = 43.42 \text{ g DQO/m .d}$ ² ;
 $K_s = -411.15 \text{ g DQO/m .d}$ ²
 Opatken: $K = 0.1367 \text{ l/g DQO.d}$ ²
 Hansford et al: $\mu \text{ m} = 0.1 \text{ h}$ ⁻¹ ; $K_s = 5000 \text{ mg DQO/l}$

CONSTANTES ETAPA 6:

Kornegay: $\mu \text{ m} = -0.00026 \text{ h}$ ⁻¹ ; $K_s = -3492.3 \text{ mg DQO/l}$
 Schroeder: $K_s = -3235.2 \text{ mg DQO/l}$; $P = -5.303E-5 \text{ h}$ ⁻¹
 $0.5 \quad 0.5 \quad -2 \quad 0.5 \quad -1$
 Poepel: $K = 3.674 \text{ mg DQO .m .l .h}$
 Stover y Kincannon: $Lr \text{ max} = 4.90 \text{ g DQO/m .d}$ ² ;
 $K_s = -1981.29 \text{ g DQO/m .d}$ ²
 Opatken: $K = 0.0.0782 \text{ l/g DQO.d}$ ²
 Hansford et al: $\mu \text{ m} = 0.1 \text{ h}$ ⁻¹ ; $K_s = 5000 \text{ mg DQO/l}$

CONSTANTES ETAPA 7:

Kornegay: $\mu \text{ m} = 0.0272 \text{ h}$ ⁻¹ ; $K_s = -616.6 \text{ mg DQO/l}$
 Schroeder: $K_s = -2153.32 \text{ mg DQO/l}$; $P = 2.476E-3 \text{ h}$ ⁻¹
 $0.5 \quad 0.5 \quad -2 \quad 0.5 \quad -1$
 Poepel: $K = 5.110 \text{ mg DQO .m .l .h}$

Stover y Kincannon: $Lr \text{ max} = 384.68 \text{ g DQO/m}^2 \cdot \text{d}$;
 $Ks = 341.90 \text{ g DQO/m}^2 \cdot \text{d}$

Opatken: $K = 0.0852 \text{ l/g DQO} \cdot \text{d}$

Hansford et al: $\mu \text{ m} = 0.1 \text{ h}^{-1}$; $Ks = 5000 \text{ mg DQO/l}$

CONSTANTES ETAPA 8-10:

Kornegay: $\mu \text{ m} = -0.016 \text{ h}^{-1}$; $Ks = -4808.67 \text{ mg DQO/l}$

Schroeder: $Ks = 6501.95 \text{ mg DQO/l}$; $P = -9.564E-3 \text{ h}^{-1}$

Poepel: $K = 3.008 \text{ mg DQO}^{0.5} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$

Stover y Kincannon: $Lr \text{ max} = 459.56 \text{ g DQO/m}^2 \cdot \text{d}$;
 $Ks = 1597.03 \text{ g DQO/m}^2 \cdot \text{d}$

Opatken: $K = 0.0677 \text{ l/g DQO} \cdot \text{d}$

Hansford et al: $\mu \text{ m} = 0.1 \text{ h}^{-1}$; $Ks = 2148 \text{ mg DQO/l}$

COEFICIENTES DE CORRELACION (r):

ETAPA	Kornegay	Schroeder	Poepel	Stover y Kincannon	Opatken
1	0.3820	0.0012	0.647	0.9968	0.500
2	0.0747	0.0398	0.396	0.9623	0.470
3	0.0145	0.5430	0.029	0.8499	0.060
4	0.2380	0.6720	0.420	0.2727	0.340
5	0.7178	0.7440	0.970	0.5001	0.990
6	0.5480	0.5813	0.990	0.0350	0.990
7	0.0232	0.3430	0.110	0.8691	0.065
8-10	0.8020	0.8000	0.970	0.0590	0.958

En la Fig. 4.2 se muestra gráficamente las curvas de concentración de sustrato en función del número de etapa obtenidas con las concentraciones predichas por los modelos que mejor ajustan, junto con las obtenidas experimentalmente.

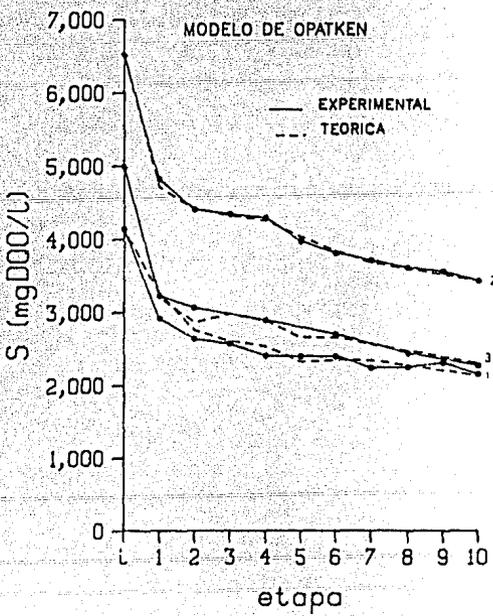
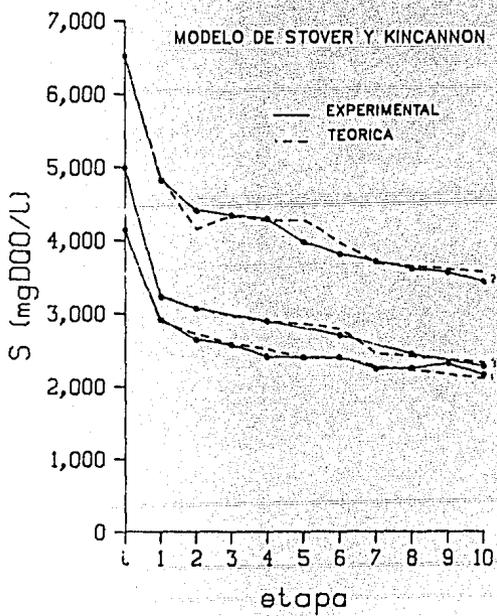
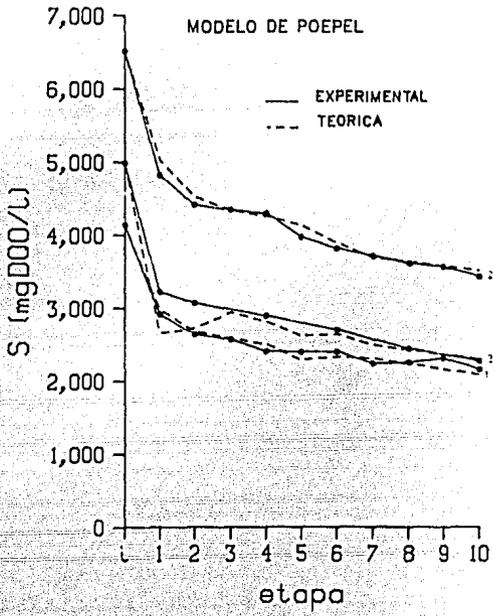
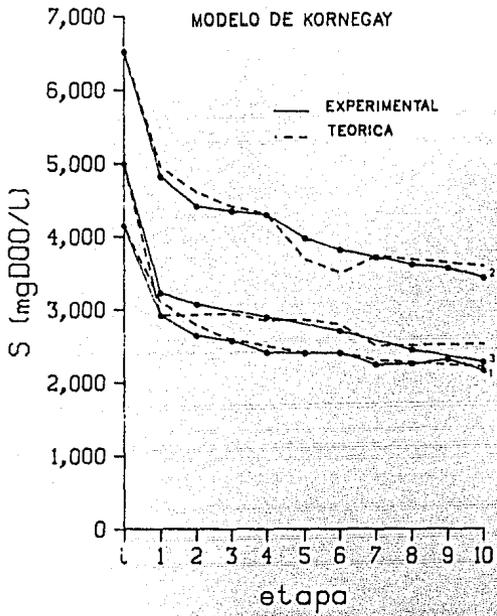


FIG. 4.2 COMPARACION DE LAS CURVAS TEORICAS CON LAS EXPERIMENTALES PARA EL RBR-50
160

5. DISCUSION DE RESULTADOS

5.1 Reactor RBR-250.

Para el reactor RBR-250 los modelos de Kornegay, Stover y Kincannon, Schroeder y Opatken son capaces de reproducir de manera adecuada el comportamiento del reactor. En el caso de los modelos de Poepeel y Hansford et al, la desviación entre los valores observados y los calculados mediante esos modelos es muy grande.

Al correlacionar los modelos tanto de Kornegay como de Stover y Kincannon, los parámetros de ajuste, que corresponden a las constantes en las expresiones de cinética empleadas por los modelos, presentaron valores negativos. Teóricamente, para que estos modelos puedan ser utilizados como herramienta en el diseño de un RBR o para simulación, las constantes cinéticas deben presentar valores positivos.

En el modelo de Opatken el único parámetro de diseño es el tiempo de residencia y carece de algún término relacionado con el área de discos o con la relación área/volumen; por esta razón, el modelo no resulta ser adecuado como herramienta para el diseño.

El modelo de Schroeder reproduce de manera adecuada los resultados observados experimentalmente. Los parámetros cinéticos de ajuste presentan valores positivos, existe un término que involucra al valor de la relación área/volumen.

5.2 Reactor RBR-50

Para el caso del RBR-50 los modelos de Hansford et al y

Schroeder predicen valores de remoción en cada etapa del reactor, que difieren demasiado de los valores observados experimentalmente.

Para el modelo de Kornegay, las constantes cinéticas calculadas presentan valores negativos para seis de las diez etapas del reactor. Dos de estos casos corresponden a la etapa dos y cuatro, siendo las cuatro primeras etapas las más importantes según se reporta en estudios anteriores. (25,43,46)

Los modelos de Stover y Kincannon, Poepel y Opatken son los que simulan de manera más adecuada los resultados observados experimentalmente en las diez etapas del reactor.

El modelo de Opatken no resulta ser adecuado por carecer de algún término que involucre la relación área/volumen.

El modelo de Stover y Kincannon es el que mejor se ajusta para todas las etapas y en especial para las primeras cuatro. Para la mayoría de las etapas se tienen valores positivos para las constantes cinéticas.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se recomienda el operar los RBR, para efectuar el tratamiento aerobio del nejayote, en condiciones lo más aerobias posibles, ya que tanto más cercano se opere el reactor del límite de OD para sistemas aerobios ($OD \approx 1.8 \text{ mg O}_2 / \text{l}$) será más probable la aparición de microorganismos de tipo filamentosos, que no sedimentan, además de aumentar la viscosidad del licor mezclado lo que provoca problemas de operación. Es por ello que el límite de OD recomendado para asegurar un sistema aerobio es superior a $OD = 2 \text{ mg O}_2 / \text{l}$.

Se recomienda que el sistema de transmisión de potencia para los trenes de discos no tenga contacto alguno con el licor mezclado.

Para un RBR de varias etapas, debe de tenerse cuidado de que el efecto de cascada se lleve a cabo para que no exista mezclado entre las etapas, como sucedió en el RBR-250 y que provocaba que las 4 etapas de éste funcionaran como una sola, por lo que el RBR-250 debe de colocarse sobre un piso con una ligera inclinación o ir bajando el nivel entre los tanques en forma secuencial.

Se sugiere que los fondos de los tanques de los RBR sean semicirculares para evitar zonas de mezclado deficiente, las que provocan puntos de anaerobiosis.

En el diseño de estos equipos para el tratamiento de nejayote no puede despreciarse la biomasa en suspensión.

Debe de tenerse una velocidad de rotación tal, que además de proveer la suficiente aeración al sistema, mantenga la biomasa

del licor mezclado en suspensión para evitar así acumulación de ésta en los fondos de los tanques ; de no hacerse así, se tendrá anaerobiosis en los fondos de los tanques.

Si la biomasa resulta ser de utilidad como complemento alimenticio en piensos, debe de sacarse en forma continua del sedimentador secundario para su posterior secado por aspersion o cualquier otro proceso de acondicionamiento, tan pronto como sea posible, para reducir al minimo su contaminación.

Se recomienda que un RBR que sea utilizado en el tratamiento de nejayote, en el intervalo de concentraciones en el que se trabajó en el presente estudio, tenga una relación de área a volumen de trabajo similar a la del RBR-250 después de haber sido modificado ($152 \frac{m^2}{m^3}$).

Puede concluirse de los resultados obtenidos de la modelación matemática lo siguiente:

a) Para el reactor RBR-250 el modelo de Schroeder es el más adecuado. Se basa en un balance de materia suponiendo un comportamiento similar al de un reactor tubular de flujo pistón y puede ser expresado de la siguiente manera:

$$(1/S_e - 1/S_i) / \ln(S_i/S_e) = P\theta / (K_s \ln(S_i/S_e)) - 1/K_s$$

y el valor de las constantes cinéticas son los siguientes $K_s = 1007.55 \text{ mgDQO/l}$ y $P = - f \delta K_o A/V = 0.031134 \text{ h}^{-1}$.

b) Para el reactor RBR-50 el modelo de Stover y Kincannon es el más adecuado. El modelo se basa en los resultados experimentales del tratamiento de diferentes tipos de aguas residuales a distintas concentraciones y puede ser expresado de la

siguiente manera:

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

con $L_r = Q(S_i - S_e)/A$ y $L_o = Q S_i/A$ se tuvieron las siguientes constantes cinéticas para las cuatro primeras etapas

ETAPA	L_{rmax} (mgDQO/h.m)	K_s 2
1	10255.25	22874.3
2	-705.65	-17726.2
3	263.31	4276.2
4	389.11	7640.8

c) El no haber encontrado un modelo matemático como a ambos reactores, en el intervalo de cargas orgánicas que se trabajó, hace concluir a los autores que no es posible escalar este tipo de reactores para el tratamiento de este efluente basándose únicamente en una expresión matemática, para equipos que se encuentren en el intervalo de tamaños en que se trabajó.

Por lo tanto, se recomienda efectuar pruebas en equipos a nivel planta piloto, para obtener más información experimental que permita corroborar el comportamiento cinético del sistema.

7.REFERENCIAS

1. Allen, K. The Biologic Wheel-Sewage Disposal Bulletin, City of New York, No.14, 1929; Sewage Works J., 1(5): 560 (1929)
2. Alvarez, A. Diseño y construcción de un reactor biológico rotatorio para el tratamiento aerobio de efluentes. Tesis profesional en preparación, UNAM, México (1986).
3. Alvarez, A.; Escárcega, C.; Pulido, R. y Durán de Bazúa, C. "Diseño, construcción y puesta en marcha de un reactor biológico rotatorio (RBR) para el tratamiento de aguas residuales. Análisis de su comportamiento durante el arranque y operación". Memorias del Sexto Encuentro Nacional de la Academia Mexicana de Investigación y Docencia en Ingeniería Química (AMIDIQ). Cholula, Puebla; marzo 21-22 Pub UAM-I. México D.F. (1985).
4. Alvarez, A.; Escárcega, C.; Lucario, S.; Pulido, R. y Durán de Bazúa, C. "Secado de Biomasa Microbiana obtenida del Tratamiento Biológico de Efluentes de la Industria Alimentaria para su uso en Alimentos Balanceados". Presentado en el XVI Congreso Nacional de Ciencia y Tecnología de Alimentos. México, D.F.; noviembre 11-15 (1985).
5. Antoine, L. Fixed Biological Surfaces Wastewater Treatment. The Rotating Biological Contactor. Ed.CRC Press. Boca Raton, USA (1976).
6. AOAC. Official Methods of Analysis of the Association of Analytical Chemists. Washington D.C., USA (1975).
7. APHA. Standard Methods for Examination of Water and Wastewater. 14^a Ed. Washington D.C., USA (1981).
8. Atkinson, B.; Black, G.N. y Pinches, A. The characteristics

of solid supports and biomass support particles when used in fluidised beds. En Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater. Eds Cooper, P.F. y Atkinson, B.; Cap. 6. Pp. 75-109. Ellis Harwood Chichester, Inglaterra (1981).

9. Atkinson, B. y Fowler, H. "The significance of microbial film in fermenters". En Adv. Biochem. Eng. Eds. Ghose, T.K., Fletcher, y Blakebrough, N. Pp. 221-227 Springer Verlag, Berlin, R.F.A. (1974).

10. Bazúa, C.D. ; Guerra, R. y Rodriguez, A. High-lysine corn traditional Mexican products. Presentado en First International Congress on Engineering and Food; Boston, MA, USA; agosto 13-20, (1976)

11. Benefield, . y Randall, . Biological Process Design for Wastewater Treatment. Ed. Prentice Hall, USA (1980).

12. Benjes, H.H. Handbook of Biological Wastewater Treatment. Ed. Garland STPM Press; New York y Londres. (1980).

13. Bressani, A. "La importancia del maíz en la nutrición humana en America Latina y otros países". En Mejoramiento nutricional del maíz; Bressani, R; Braham, J.E. y Béhar, M. Eds. P.18, Pub. INCAP L-3, Guatemala, América Central (1972).

14. Ingenieros Consultores. Brown y Caldwell. Process Design Manual for Nitrogen Control. EPA Technology Transfer Series. Washintong, D.C., (1975).

15. Bruce, A.M. "Percolating filters". Process Biochem., 4(4): 19-23 (1969).

16. Dégrémont Water Treatment Handbook. Ed. Dégrémont Société Générale d'Épuration et d'Assainissement, 183 Avenue du 18

Juin 1940, 92500 Rueil-Malmaison; Francia (1973).

17. Del Valle, F.R. "Producción industrial, distribución y mercadeo de harina para tortillas en México". En Simposio sobre desarrollo y utilización de malces de alto valor nutritivo; Pub. Colegio de Postgraduados, ENA, Chapingo, México, pag 157 (1972).

18. Doman, J. "Results of operation of experimental contact filter with partially submerged rotating plates". Sewage Works J., 1(5): 555 (1929).

19. Durán de Bazúa, C. Treatment of the Effluents from the Corn Milling Industry in México. Tesis doctoral. Universidad de Karlsruhe. Karlsruhe, República Federal de Alemania. (1983).

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

21. Famularo J.; Mueller J. y Mulligan T. "Application of mass transfer to rotating biological contactors". J.WPCF, 50 : 653-671 (1978).

22. Forster, C.F. Bioxidation. En Treatment of Industrial Effluents. Eds Collely, A.G.; Forster, C.F. y Stafford, D.A.. Cap 5. Pp 65-87. Hadder y Stoughton; Londres, Inglaterra (1977).

23. Gaudy, F.A. y Gaudy, T.E. Microbiology for Environmental Scientists and Engineers. Ed. Mc Graw Hill. USA (1980).

24. Goodwinn, J.T. Wet Milling. En The Chemistry and Technology of Cereals as Food and Feed; Ed. S.A. Matz Avi Pub. Co. Westport, CN., USA (1959).

25. Gonzalez, S.; Pedroza, R.; Durán de Bazúa, C.; Norouzián, M. "Treatment of the Wastewater from the Alkaline Cooking of

- Maize in an RBC System". En Proc. 1985 Spec. Conf. Environ. Eng. Div, ASCE, Boston, julio 1-3. Pp. 606-613. Pub. ASCE, N. Y., USA (1985).
26. Hao, O y Hendricks, G.F. Water Sew. Wks., 122(10):70 (1975b); *ibid*, 122(11):48 (1975).
27. Hansford, G.S.; Andrews, J.F.; Grieves, C.G. y Cars, A.D. "A Steady State Model for the Rotating Biological Disc Reactor". Water Res., 12: 855-866 (1978).
28. Harris, N.P. y Hansford, G.S. "A study of substrate removal in an microbial film reactor". Water Res., 10:935-943 (1976).
29. Hartmann, H. Investigation of the Biological Clarification of Wastewater Using Immersion Drip Filters. Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft. Vol. 9; R. Oldenbourg, Munich, RFA (1960).
30. Imhoff, K. Bio-Immersion Filters. Technical Community Papers 29, #1 (1926).
31. Imhoff, K.; Mueller, W.J. y Thistlethwayte, D.K.B. Disposal of Sewage and Other Waterborne Wastes, 2^a ed.; Ed. Butterworths, Inglaterra (1971).
32. Jenkins, D. Sewage treatment. En Biochemistry of Industrial Microorganisms. Eds Rainbow, C. y Rose, A.H.; Cap.15. Pp. 508-536. Academic Press; USA (1963).
33. Johnson, B.A.; Rooney, L.W. y Khan, M.N. "Tortilla making characteristics of micronized sorghum and corn flours"; J. Food Sci.; 45(3):671 (1980).
34. Kornegay, B.H. y Andrews, J.F. "Kinetics of Fixed Film

Biological Reactors". Journal WPCF; 40 (11):R460-468 (1968).

35. Kornegay, B.H. "Modeling and simulation of fixed-film biological reactors". En Mathematical Modeling of Water Pollution Control Processes. Ed. Keinath . Ann Arbour Science, Ann Arbour, Michigan, USA. (1975).

36. Kynch, G.J. A theory of sedimentation. Trans. Faraday Soc., 48:166 (1952).

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

38. Metcalf and Eddy Inc. Wastewater Engineering Treatment Disposal Reuse. 2 Ed. Ed, Mc Graw Hill, N.Y., USA (1979).

39. Mc Carty, P.L. y Hang, R.T. Nitrogen removal from wastewaters by biological nitrification and denitrification. En Microbiol. Aspects of Pollution. Eds. Sykes, G. y Skinner, F.A.; Pp. 215-232. Academic Press, N.Y., USA (1971).

40. Mc Harness, D.D. y Mc Carty P.L. "Field Study of Nitrification with the Submerged Filter". Journal WPCF, 47: 291 (1975).

41. Monod, J. Recherches sur la Croissance des Cultures Bacteriennes. Hermann Press, Paris, Francia (1924).

42. Murphy, K.L.; Sutton, P.M. ; Wilson, R.W. y Jank, B.E. "Nitrogen Control: Design Consideration for Supported Growth Systems". Journal WPCF 49: 549 (1977).

43. Norouzian, M. A performance evaluation and kinetics determination of an RBC system operating at C.U. wastewater treatment plant. Pub Instituto de Ingenieria; UNAM. México; octubre (1983).

44. Oliver, J.H. y Walker, J.F. Brewers Guild J., feb., 81

(1981).

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

46. Pedroza, R. Estudio de la degradación biológica de los efluentes de la nixtamalización. Tesis de Maestría en Tecnología de Alimentos. Universidad Iberoamericana. México, D.F. (1985).

47. Pedroza, R. y Durán, C. " Producción de proteína unicelular de desechos (PUCD) a partir de efluentes de la industrialización del maíz para consumo humano". Rev. Tecnol. Aliment. (Mex.), 20(6):3-10 (1985).

48. Poepel, F. Estimating, Construction and Output of Immersion Drip Filter Plants. Stuttgarter Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft. Vol.11; R. Oldenbourg, Munich, RFA (1964).

49. Regua, D.A. y Schroeder, E.D. "Kinetics of Packed-Bed Denitrification". Journal WPCF , 45: 1969 (1973).

50. Reynolds, T.D. Unit Operations and Process in Environmental Engineering. Ed. Wodsworth Inc., USA (1982).

51. Sanders, W.M.III. "Oxygen Utilization by Slime Organisms in Continuous Culture". En Proc. 19th Purdue Ind. Waste Conf. Pag. 986 . West Lafayette, IN, USA (1964).

52. Sanders, W.M.III. "Oxygen Utilization by Slime Organisms in Continuous Culture". Int l. J. Air Water Polln.,10: 253 (1966).

53. Schroeder, E.D. Water and Wastewater Treatment. Ed Mc

Graw Hill, New York, USA (1977).

54. Steiner, B.G. "Take a New Look at the RBS Process". Water and Wastewater Eng., Pp: 41-46, 103-107; mayo (1979).

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

56. Stutton, P.M.; Shieh, W.K. y Dunning, P.R. Dorr-Oliver Oxitron fluidised bed water and wastewater treatment process. En Biological Fluidised Bed Treatment of Water Wastewater. Eds Cooper, P.F. y Atkinson, B.;Pp. 285-304. Ellis Harwood, Chichester, Inglaterra (1981).

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

58. Tomlinson, T.G. y Snaddon, D.H.M. "Biological oxidation of sewage by fluids of microorganisms". Int'l. J. Air and Water Polln., 10: 865-881 (1966).

59. Wiegand, Ph. Verfahren zur Biologischen Reinigung von Abwassern. Patente alemana No. 135755 (1900).

60. Wheeldon, D.H. y Bayley, R.W. Economic studies of biological fluidised beds for waste-water treatment. En Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater. Eds Cooper, P.F. y Atkinson, B.; Cap. 18. Pp. 306-328. Ellis Harwood, Chichester, Inglaterra (1981).

61. Williams, I.L. Water Polln. Control; 78, pags 380-381. (1979).

62. Williamson, K. y Mc Carty P.L. "A model of substrate utilization by bacterial film". Journal WPCF, 48(1):924-939

(1976).

63. Winkler M.A. Biological Treatment of Wastewater. Ed. Ellis Horwood Limited. (1981).

64. Young , J.C.; Baumann, E.R. y Wall, D.J. "Packed-Bed Reactors for Secondary Effluent BOD and Ammonia Removal". Journal WPCF, 47(1): (1975).

65. Young, J.C. y Mc Carty, P.L. "The aerobic Filter for Waste Treatment". Journal WPCF, 41: (1969).

66. Young, J.C. y Mc Carty, P.L. "The Anaerobic Filter for Waste Treatment". En Proc 22nd Industrial Waste Conference Purdue University, West Lafayette, N, USA (1967).

APENDICE I

GLOSARIO DE TERMINOS:

- a subíndice relativo a la biomasa adherida a los discos en el modelo de Kornegay.
- A Área total de discos en una etapa de un RBR en el modelo de Stover y Kincannon, L .
2
- A Área sumergida de una cara de un disco en el modelo de Schroeder, L .
2
- A Área mojada de discos total en una etapa de un RBR en el modelo de Poepel, L .
2
- As Área de la parte de un disco que se encuentra sumergido en el licor mezclado dentro del recipiente de una etapa de un RBR en el modelo de Hansford et al, L .
2
- COT concentración de carbono orgánico total, ML .
-3
- DBO demanda bioquímica de oxígeno en cinco días, ML .
5 -3
- DQO demanda química de oxígeno, ML .
- e subíndice relativo al efluente.
- E concentración de enzimas en el modelo de Michaelis-Menten, ML .
-3
- E.S concentración de complejo enzima -sustrato en el modelo de Michaelis-Menten, ML .
-3
- f factor de proporcionalidad en la expresión de flux másico en el modelo de Schroeder.
- i subíndice relativo al influente.
- k constantes cinéticas de la reacción reversible de formación del complejo enzima sustrato en el modelo de
+1
k
-1

cinética microbiana de Michaelis-Menten.

k constantes cinéticas de la reacción reversible de
+2
k descomposición del complejo enzima-sustrato en el modelo
-2
de cinética microbiana de Michaelis-Menten.

k1 coeficiente de transferencia de masa entre la película de
líquido y la biopelícula en el modelo de Hansford et al,
-1
L₀ .

K_m constante de Michaelis-Menten en su expresión de cinética
-3
microbiana, ML .

K_s constante de saturación de sustrato, ML .
-3

K₀ constante de velocidad máxima de remoción en la expresión
-1
de flux másico en el modelo de Schroeder, θ .

K constante en la expresión de cinética de orden 0.5 en el
0.5 0.5 0.5 -1
modelo de Poepel, L M θ .

K₂ constante en la expresión de cinética de segundo orden en
3 -1 -1
el modelo de Opatken, L M θ .

l relativo al licor mezclado en el modelo de Kornegay.

L₀ carga orgánica aplicada a una etapa de un RBR en el
-1 -2
modelo de Stover y Kincannon, M₀ L .

L_r carga orgánica removida por una etapa de un RBR en el
-1 -2
modelo de Stover y Kincannon, M₀ L .

L_{rmax} carga orgánica máxima removida en una etapa de un RBR en
-1
el modelo de Schroeder, M₀ .

M_z masa de sustrato orgánico removida por una cara de un
-1
disco en el modelo de Schroeder, M₀ .

n velocidad rotacional, θ .
-1

N número total de discos en la etapa considerada de un RBR
-3

NK nitrógeno Kjeldhal total, ML .

- Nz flux másico en la dirección z en un punto determinado en el modelo de Schroeder, $\text{M}^0 \text{L}^{-1} \text{L}^{-2}$.
- OD oxígeno disuelto, ML^{-3} .
- P = $-f K_0 A / V$ en el modelo de Schroeder, θ^{-1} .
- Q gasto de influente a una etapa de un RBR, $\text{L} \theta^{-3-1}$.
- Qb flujo volumétrico de biopelícula expuesta a la atmósfera por cara de disco en el modelo de Hansford et al, $\text{L} \theta^{3-1}$.
- Qc flujo volumétrico de influente por cara de disco en el modelo de Hansford et al, $\text{L} \theta^{3-1}$.
- Qf flujo volumétrico de la película de líquido que cubre a la biopelícula expuesta a la atmósfera por cara de disco en el modelo de Hansford et al, $\text{L} \theta^{3-1}$.
- r radio de la parte no sumergidas de los discos, L.
- R radio de los discos, L.
- RBR reactor biológico rotatorio.
- s subíndice relativo a la biomasa suspendida en el licor mezclado en el modelo de Kornegay.
- S concentración de sustrato orgánico, ML^{-3} .
- S concentración de sustrato orgánico en un punto determinado en la expresión de flux másico utilizado en el modelo de Schroeder, ML^{-3} .
- Si concentración de sustrato orgánico en el influente a un RBR o a una etapa, ML^{-3} .
- Se concentración de sustrato orgánico en el efluente de un RBR o de una etapa, ML^{-3} .
- Ss concentración de sustrato orgánico dentro de la biopelícula de la parte sumergida del disco en el modelo de Hansford et al, ML^{-3} .

- S1 concentración de sustrato en la película de líquido que cubre a la biopelícula en determinada posición angular en el modelo de Hansford et al, ML⁻³.
- S2 concentración del sustrato
- S1(β) concentración de sustrato en la película de líquido que cubre la biopelícula en el momento de sumergirse en el licor mezclado del recipiente ($\theta=\beta$) en el modelo de Hansford et al, ML⁻³.
- SDT sólidos disueltos totales, ML⁻³.
- ST sólidos totales, ML⁻³.
- t tiempo, θ .
- T temperatura.
- V volumen del recipiente de una etapa de un RBR.
- V volumen de líquido que provee por difusión sustrato orgánico a una cara de un disco en el modelo de Schroeder, L³.
- Va volumen de biomasa adherida activa en el modelo de Kornegay, L³.
- V1 volumen del recipiente de una etapa de un RBR en el modelo de Kornegay, L³.
- X concentración de microorganismos en la película biológica activa, ML⁻³.
- Xs concentración de microorganismos en el licor mezclado, ML⁻³.
- Y coeficiente de rendimiento.

Simbolos griegos

- β ángulo descrito por una línea radial imaginaria en un disco al rotar desde que emerge del licor mezclado hasta que vuelve a sumergirse; en el modelo de Hansford et al.
- espesor activo de biopelícula en los modelos de Kornegay y Andrews, Kornegay y en el de Schroeder, L.
- δb espesor activo de biopelícula en el modelo de Hansford et al, L.
- δl espesor de la película de líquido que cubre a la biopelícula expuesta a la atmósfera en el modelo de Hansford et al, L.
- ΔA elemento de área perpendicular al eje de los discos correspondiente al elemento de volumen determinado por el elemento angular θ en el modelo de Hansford, L. ²
- ΔVb elemento de volumen fijo en el espacio, determinado por la posición angular θ y el elemento angular θ utilizado en el planteamiento del balance de materia en la biopelícula expuesta a la atmósfera en el modelo de Hansford et al, L. ³
- ΔVl elemento de volumen fijo en el espacio, determinado por la posición angular θ y el elemento angular θ utilizado en el planteamiento del balance de materia en la película líquida que cubre a la biopelícula expuesta a la atmósfera en el modelo de Hansford et al, L. ³
- $\Delta \theta$ elemento angular que define a los elementos de volumen Vb y Vl en el modelo de Hansford et al.
- θ tiempo de retención hidráulico, θ .

θ ángulo que define la posición de los elementos de volumen V_b y V_l en el modelo de Hansford et al.

rapidez de crecimiento específico en la expresión de cinética de Monod, θ .

μ_m constante de velocidad máxima de crecimiento microbiano en la expresión de Monod, θ .

APENDICE II

METODOS DE ANALISIS

TEMPERATURA:

La temperatura se media mediante un Oxygen Meter Model 54 con un electrodo de campo sensible al oxígeno disuelto y a la temperatura. El aparato era calibrado conforme a las instrucciones de éste.

OXIGENO DISUELTO:

El oxígeno disuelto se media mediante un Oxygen Meter Model 54 con un electrodo de campo sensible al oxígeno disuelto y a la temperatura. El aparato era calibrado conforme a las instrucciones de éste.

DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO, DQO:

La DQO se media de acuerdo al método 508 del Standard Methods (7), y es una medida del oxígeno equivalente al contenido de materia orgánica de una muestra que es sometida a oxidación mediante un agente químico severo.

La DQO se efectuaba con el método de reflujo con dicromato en matraces cilíndricos con refrigerantes de aire y calentados en una parrilla eléctrica.

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 22 gramos de sulfato de plata en 4 Kg de ácido sulfúrico. La solución debe protegerse de la luz.

-Acido sulfúrico concentrado.

-Solución indicadora de ferrolina.

-Solución de sulfato ferroso amoniacal para valoración, en una concentración aproximada 0.05 N.

-Sulfato mercúrico.

Procedimiento.-

1. Tratamiento de la muestra:

La muestra se diluía con agua destilada a una relación 1:50 y se tomaba una alícuota de 10 ml que se colocaba en el matraz cilíndrico. Se añadía al matraz 0.2 g de sulfato mercúrico, perlas de ebullición y 5 ml de dicromato de potasio 0.25 N. Después de colocarse el refrigerante, se añadían 15 ml de solución de sulfato de plata en ácido sulfúrico en forma lenta y enfriando el recipiente constantemente. Se preparaba además un blanco utilizando agua destilada como muestra.

2. Reflujo:

Se colocaban los matraces en la parrilla eléctrica y se mantenían a reflujo por una hora (no existía diferencia en los resultados manteniendo a reflujo durante una o dos horas).

3. Valoración de la muestra después del reflujo:

Después del reflujo, una parte del dicromato ya había reaccionado con la materia orgánica. El exceso de dicromato se valoraba de la siguiente manera: Se agregaban 40 ml de agua destilada y 2 gotas de ferrolina preparada de acuerdo con el método, titulándose después la muestra con una solución de sulfato ferroso amoniacal 0.05 N. Como punto final de la valoración se tomaba el primer cambio perceptible de color.

azul verdoso a café rojizo.

4. Cálculo:

La fórmula empleada es la siguiente

$$\text{mgDQO/l} = (A - B) N 8000 / (\text{ml muestra}) f$$

donde A= volumen de sulfato ferroso amoniacal gastado para valorar el blanco

B= volumen de sulfato ferroso amoniacal gastado para valorar la muestra

N= normalidad del sulfato ferroso amoniacal

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

DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXÍGENO EN CINCO DÍAS, DBO :

Esta prueba se realizaba de acuerdo al Método 507 del Standard Methods ⁵ (7).

La prueba consiste en colocar una muestra problema en una botella de volumen determinado y que se diluye con una solución acuosa de nutrientes. Las botellas se colocan en una incubadora por un lapso de cinco días. La cantidad de oxígeno requerido por los microbios para consumir la materia orgánica biodegradable disuelta en la muestra problema, se calcula midiendo la concentración inicial y final de oxígeno disuelto en el agua en la muestra aislada del medio ambiente durante el periodo de incubación.

Procedimiento.-

a.- Preparación del agua de disolución

Después de preparar las soluciones de sales que sirven como

nutrientes y como reguladoras del pH, a la concentración especificada en el método, se preparaba la cantidad necesaria de agua de dilución añadiendo 1 ml de cada una de las soluciones de las sales por litro de agua destilada, posteriormente se aereaba el agua para saturarla con oxígeno.

b.- Pretratamiento de la muestra problema

La muestra problema se centrifugaba con el objeto de eliminarle toda materia no disuelta y posteriormente la muestra se diluía debido al alto contenido de materia orgánica en solución presente en el licor mezclado. No se tenía necesidad de ajustar el pH, ni de sembrar la muestra con microbios.

c.- Dilución

De cada muestra se preparaban tres diluciones diferentes que contenían del 5% al 25% en volumen de muestra, utilizando botellas especiales de 300 ml.

d.- Determinación del oxígeno disuelto (OD) inicial

Se determinaba el OD inicial de cada dilución mediante un medidor de OD de membrana.

e.- Determinación del oxígeno disuelto (OD) final

Se determinaba el OD final después de cinco días de incubación a 20 ° C.

f.- Cálculo de la DBO

$$DBO = \frac{(D_1 - D_2)}{P}$$

donde D_1 = oxígeno disuelto de la muestra diluida inmediatamente después de ser preparada

D_2 = oxígeno disuelto de la muestra diluida después del periodo de incubación

P = fracción volumétrica decimal de la muestra en la

solución

SOLIDOS TOTALES

Se limpiaban crisoles para eliminar toda materia adherida a ellos, se dejaban en una estufa por cuando menos 8 horas a 103 ° C para eliminarles la humedad. Se transferían a un desecador y se esperaban 15 minutos para después pesarlos.

Utilizando una pipeta volumétrica, se transferían a los crisoles muestras homogéneas del licor mezclado. Se colocaban los crisoles en la estufa a 103 ° C por cuando menos 10 horas. Los crisoles se enfriaban durante 15 o más minutos en un desecador para después ser pesados. La diferencia de peso entre los crisoles sin muestra y con muestra ya desecada, da la cantidad de materia sólida total contenida en ésta. Con la siguiente fórmula calcula los sólidos totales:

$$ST = (B-A) 10 E6 / V$$

donde ST= sólidos totales , mg/l.

B= peso de crisol con muestra, g.

A= peso de crisol sin muestra, g.

V= volumen de muestra colocada en el crisol, ml.

SOLIDOS DISUELTOS TOTALES

La muestra se centrifugaba y se filtraba el sobrenadante. La cantidad de sólidos disueltos era determinada entonces siguiendo el mismo procedimiento que para sólidos totales.

NITROGENO KJELDAHL TOTAL

El nitrógeno Kjeldahl total, NKT, es una medida del contenido de nitrógeno total ya sea en forma de amoníaco o que

forme parte de compuestos orgánicos. La prueba consiste en deshidratar y oxidar una cantidad conocida de muestra problema mediante una digestión con ácido sulfúrico concentrado. El nitrógeno, hasta esta etapa, se encuentra como ion amonio, posteriormente al añadir una base, el ion pasa a amoniaco en solución que se desorbe mediante calentamiento. El amoniaco se recibe en una solución de ácido bórico, para después ser cuantificado mediante una valoración indirecta.

Procedimiento.-

a.- Acondicionamiento de la muestra

Las muestras se centrifugaban y filtraban para eliminar sólidos insolubles de éstas.

b.- Digestión

Se colocaban de 50 a 80 ml de muestra en un matraz Kjeldhal y se añadan de 2 a 3 gotas de antiespumante, perlas de ebullición, 5 ml de sulfato cúprico (5g/100ml), 15 ml de ácido sulfúrico concentrado y 1 g de mezcla de selenio (catalizador). La mezcla se sometía a ebullición hasta que la solución era transparente y de color verde jade.

b.- Desorción del amoniaco de la solución y absorción de éste

La solución anterior se diluía con 500 ml de agua y 50 ml de una solución de sosa (100 g/100 ml) para posteriormente someterla a ebullición. Durante la ebullición, el amoniaco que se desprendía era absorbido en una solución de ácido bórico (40 g/1000 ml) y se proseguía la destilación hasta tener un volumen total de 250-300 ml.

d.- Valoración indirecta

El compuesto formado al reaccionar el amoniaco con parte del ácido bórico se valoraba con una solución de ácido sulfúrico 0.05 N añadiendo 4 gotas de indicador mixto. El punto final de la valoración se detectaba con el cambio de color verde a lila pálido.

El NKT se calcula mediante la fórmula:

$$\text{NKT (mg N / l)} = (a/b) 1000 f$$

donde a = ml de ácido sulfúrico gastados

b = ml de muestra

f = mg de N equivalentes a un ml de ácido sulfúrico

PRODUCCION DE BIOMASA

Se medía el flujo y la cantidad de sólidos totales en el efluente del reactor y en la corriente de salida del sedimentador, operando el reactor a régimen permanente. Se calculaba la producción de biomasa efectuando un balance de materia en el sedimentador.

INDICE DE SEDIMENTACION

Se tomaba una muestra de 1000 ml de licor mezclado y se colocaba en una probeta. Después de agitar la muestra se dejaba sedimentar durante media hora, para después medir el volumen ocupado por los sólidos. A otra muestra del licor mezclado se le medían los sólidos totales. El índice se calcula dividiendo el volumen de lodos a los 30 minutos entre los sólidos totales en el licor mezclado.

TURBIEDAD

La turbiedad se medía utilizando un nefelómetro marca

Nephelometer Turner Designs de acuerdo a su manual de operación.

CONDUCTIVIDAD

La conductividad se media utilizando un puente de conductividad marca Conductivity Bridge Model 31 YSI de acuerdo a su manual de operación.

pH

El pH se media utilizando un medidor de pH marca pHmeter Corning Model 10 y un electrodo combinado de acuerdo a su manual de operación.

APENDICE III

CUADRO 1. ANALISIS BROMATOLÓGICOS DE LAS MUESTRAS DE BIOMASA
SOMETIDAS A TRES DIFERENTES MÉTODOS DE SECADO, g/100g.

	Estufa a 60 C ^o	Aspersión	Liofilización
Humedad	4.84	10.56	8.41
Proteína			
(Nitrógeno)	2.20	4.19	3.93
Grasa	1.25	1.13	1.28
Cenizas	34.04	18.97	14.90
Triptofano en proteína	2.10	1.59	2.07

Realizados por los laboratorios de Calidad, INIA-SARH, Chapingo, México.

CUADRO 2. CONTENIDO DE AMINOACIDOS EN MUESTRAS DE BIOMASA
SOMETIDAS A TRES DIFERENTES METODOS DE SECADO, g/16g NITROGENO

Aminoácidos	Estufa a 60oC	Aspersión	Liofilización
(g/16g nitrógeno)			
Lisina	4.1	4.3	4.5
Leucina	6.3	6.6	6.0
Isoleucina	4.0	3.9	3.8
Fenilalanina	8.7	(5.9)	9.4
Metionina *	1.8	1.9	1.8
Treonina	4.9	5.4	4.8
Valina	5.6	5.8	5.5
Tirosina	3.7	3.3	3.3
Alanina	6.8	7.0	7.4
Glicina	4.7	5.6	4.7
Prolina	4.5	4.8	5.0
Serina	4.1	4.5	3.8
Arginina	4.6	4.8	4.3
Histidina	1.6	1.4	1.8
Acido glutámico	11.6	11.8	11.0
Acido aspártico	8.7	9.3	8.1
Nitrógeno	2.05	3.63	3.46
Humedad	4.90	10.30	8.10

*Destrucción parcial durante hidrólisis.

Análisis realizados por CINMYT, El Batán, México.

OBSERVACIONES AL MICROSCOPIO

REACTOR RBR-248 (PERIODO 3):

Licor mezclado: Cámaras 1, 2, 3, 4.

Se observaron bacterias principalmente. Entre éstas se encuentran bacilos, cocos y espiroquetas. También se observaron *Aspidisca costata* y nemátodos.

Sólidos de los discos:

Cámara 1.- Bacterias: cocos, bacilos móviles e inmóviles, espiroqueta. *Aspidisca costata*.

Cámara 2.- Cocos, bacilos móviles e inmóviles, espiroqueta. *Aspidisca costata*. Nemátodos.

Cámara 3.- Bacilos, diplococos. *Aspidisca costata*. Nemátodos.

Cámara 4.- Bacilos, cocos, diplococos, espiroquetas. Nemátodos. Pocos protozoarios. *Aspidisca costata*.

REACTOR RBR-50 (PERIODO 3):

Cámara 1.- Bacilos largos, cortos, *aspidisca costata*, nemátodos, opercularia.

Cámara 2.- Bacilos largos, cortos, *aspidisca costata*, nemátodos, opercularia.

Cámara 4.- Bacilos largos, cortos, cocos, espiroquetas, *aspidisca costata*, nemátodos y opercularia en mayor proporción.

Cámara 6.- *Aspidisca costata*, rotíferos, opercularia, bacilos cortos, largos y cocos.

Cámara 8.- *Aspidisca costata*, opercularia, rotíferos, bacilos largos, cortos y cocos.

Cámara 10.- Bacilos, nemátodos, opercularia, *aspidisca costata*, cocos, rotíferos.

Tinción Gram en los sólidos de los discos:

Cámara 1 .- Cocos Gram(+) (estafilococos, estreptococos),
bacilos largos Gram(-), cocos Gram(-).

Cámara 2 .- Bacilos Gram(-) largos en gran cantidad, cocos
Gram(+) pocos, levadura.

Cámara 4 .- Bacilos Gram(-) largos y cortos, bacilos largos
Gram(+), cocos Gram(-).

Cámara 6 .- Bacilos largos Gram(+), cortos Gram(-), cocos
Gram(-) y Gram(+).

Cámara 8 .- Bacilos largos y cortos Gram(-), cocos Gram(+).

Cámara 10 .- Bacilos largos y cortos Gram(-), cocos Gram(+).

APENDICE IV

EFFECTO DE LA VARIACION DE k_1 (MODELO DE HANSFORD ET AL)

$\delta l = 100 \mu$

$\delta b = 200 \mu$

k_1 (m/h)	K_s (mg DQO/l)	μ_m -1 (h ⁻¹)	Se teórico (mg DQO/l)		
			Periodo		
			1	2	3
0.1	6780	0.2	850	2390	4166
0.1	14400	0.4	850	2270	3791
0.1	37300	1.0	850	2202	3577
0.2	6430	0.2	850	2402	4202
0.2	13720	0.4	850	2277	3811
0.2	35560	1.0	850	2205	3584
0.4	6000	0.2	850	2430	4260
0.4	12000	0.4	850	2300	3870
0.4	33000	1.0	850	2200	3580
0.6	5700	0.2	850	2434	4295
0.6	12300	0.4	850	2295	3865
0.6	32000	1.0	850	2215	3610
0.8	5516	0.2	850	2440	4315
0.8	11890	0.4	850	2290	3867
0.8	31000	1.0	850	2220	3605
1.0	5400	0.2	850	2447	4335
1.0	11640	0.4	850	2297	3895
1.0	30375	1.0	850	2213	3608

EFFECTO DE LA VARIACION DE δb (MODELO DE HANSFORD ET AL)

$k1 = 0.4 \text{ m/h}$

$\delta l = 100 \mu$

δb (μ)	Ks (mg DBO/l)	μm -1 (h ⁻¹)	Se teorico (mg DBO/l)		
			Periodo		
			1	2	3
200	6000	0.2	850	2430	4260
200	13000	0.4	850	2300	3870
200	32000	1.0	850	2200	3580
400	12675	0.2	850	2286	3842
400	26200	0.4	850	2222	3636
400	66750	1.0	850	2184	3517
600	19370	0.2	850	2243	3705
600	39575	0.4	850	2200	3570
600	100150	1.0	850	2175	3490
800	26040	0.2	850	2221	3635
800	53000	0.4	850	2191	3538
800	133600	1.0	850	2171	3477
1000	32700	0.2	850	2210	3590
1000	66200	0.4	850	2180	3515
1000	167000	1.0	850	2170	3470

EFFECTO DE LA VARIACION DE δl (MODELO DE HANSFORD ET AL)

$k_1 = 0.4 \text{ m/h}$

$\delta b = 200 \mu$

δl (μ)	K_s (mg DBO/l)	μm -1 (h ⁻¹)	Se te6rico		
			(mg DBO/l)		
			Periodo		
			1	2	3
100	6000	0.2	850	2430	4200
100	13000	0.4	850	2300	3870
100	33000	1.0	850	2200	3580
200	6470	0.2	850	2401	4198
200	13791	0.4	850	2275	3808
200	35760	1.0	850	2203	3583
300	6700	0.2	850	2394	4176
300	14240	0.4	850	2272	3797
300	36876	1.0	850	2203	3577
400	6820	0.2	850	2389	4162
400	14490	0.4	850	2270	3791
400	37500	1.0	850	2203	3577
500	6900	0.2	850	2385	4155
500	14650	0.4	850	2270	3785
500	38000	1.0	850	2215	3580