



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

15
2 Ejem.

FACULTAD DE QUÍMICA

TRATAMIENTO AEROBIO DE VINAZAS DILUIDAS EN
UN REACTOR DE BIODISCOS, ESTUDIOS A 283, 293 Y 303K
DE TEMPERATURA

TESIS

que para obtener el título de

INGENIERA QUÍMICA

Presenta

MARIA ALEJANDRA CAMACHO MARTINEZ

MÉXICO, D.F.

1994

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE PROF. MARIA DEL CARMEN DURAN DE BAZUA

VOCAL PROF. VICTOR MANUEL LUNA PABELLO

SECRETARIO PROF. HILDA ELIZABETH CALDERON VILLAGOMEZ

1er. SUPLENTE PROF. LANDY RAMIREZ BURGOS

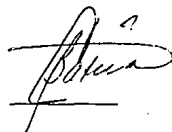
2do. SUPLENTE PROF. JOSE ROSALES OSCOS

SITIO DONDE SE DESARROLLO LA TESIS

EDIFICIO "D", FACULTAD DE QUIMICA

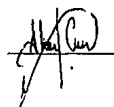
ASESOR DEL TEMA

DRA.-ING. MARIA DEL CARMEN DURAN DE BAZUA,



SUSTENTANTE

MARIA ALEJANDRA CAMACHO MARTINEZ



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

A mis padres, Natalia y German, por darme la mejor herencia, gracias toda mi vida

A mis hermanos, por su ayuda y comprensión a lo largo de mi formación profesional y de mi vida

A todos mis amigos, por la gloria de su amistad y creer en mi

A la memoria de Ricardo Godoy, donde quiera que te encuentres

Con especial reconocimiento a la Dra. Carmen Durán por su dedicación y ayuda en el desarrollo de este proyecto, gracias por todo.

Al Dr. Victor Manuel Luna Pabello por su valiosa ayuda, ya que sin ella este trabajo estaría incompleto.

A Rosalina, Reyna, Beatriz, Rodolfo e Irene por los buenos tiempos en el laboratorio 108 del Edificio "D" y por brindarme su confianza.

A mis compañeros del laboratorio 301 de Química Ambiental del conjunto "E", en especial a Rosa María Picaso, José Rosales e Isalia Chavez, mil gracias por brindarme su ayuda desinteresada en la elaboración de este trabajo.

A mi Universidad, a mi Facultad y a mis maestros.

INDICE

Capítulo	Pág
RESUMEN	1
I. GENERALIDADES	2
I.1 Introducción	2
I.2 Problemática	5
I.2.1 Agua para uso industrial	5
I.2.2 Industria azucarera	6
I.2.3 Proceso de fabricación de caña de azúcar	7
I.2.3.1 Batey	8
I.2.3.2 Molienda	8
I.2.3.3 Clarificación	9
I.2.3.4 Evaporación	9
I.2.3.5 Cristalización	10
I.2.3.6 Centrifugación	10
I.2.3.7 Secado y envasado	11
I.2.4 Subproductos derivados de la caña de azúcar	11
I.2.5 Proceso de fabricación de alcohol etílico	13
I.2.6 Vinazas	13
II. MARCO TEÓRICO	16
II.1 Generalidades sobre el tratamiento de los efluentes líquidos	16
II.2.1 Tratamiento preliminar	16
II.2.2 Tratamiento primario	16
II.2.3 Tratamiento secundario	17
II.2.4 Tratamiento terciario	18
II.2 Tratamientos biológicos	18
II.3 Generalidades sobre tratamiento aerobio	20
II.3.1 Aspectos microbiológicos	20
II.3.2 Oxidación biológica	22
II.4 Reactores biológicos rotatorios	23
II.5 Formación de la película biológica en un RBR	24
II.6 Espesor de la película biológica	25
II.7 Velocidad de la reacción enzimática y la temperatura	25
III. MATERIALES Y MÉTODOS	31
III.1 Experimentación previa	31

III.2 Diseño y construcción del RBR	31
III.2.1 Partes y especificaciones del reactor	33
III.2.2 Arranque y operación del RBR	33
III.2.3 Establecimiento de las condiciones de operación del RBR	35
III.3 Estabilización del RBR	35
III.3.1 Análisis fisicoquímicos del agua a tratar	36
III.3.2 Análisis bioquímicos del agua a tratar	38
IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	39
IV.1 Registros fisicoquímicos y bioquímicos a diferentes temperaturas	39
IV.2 Aplicación del modelo de Arrhenius a los valores obtenidos a distintas temperaturas	51
V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	66
V.1 Conclusiones	66
V.2 Recomendaciones	67
RECONOCIMIENTOS	67
BIBLIOGRAFÍA	68
APÉNDICE	71
Anexo A	71
Anexo B	75
Anexo C	80
Anexo D	82

RESUMEN

La caña de azúcar es uno de los principales cultivos de México. Su uso primordial es la producción de azúcar refinada y estándar. Consecuentemente, existe una diversidad de subproductos derivados de su procesamiento. Dentro de los subproductos se encuentran las mieles incristalizables o finales que se emplean en un 55% como sustrato en la producción de alcohol etílico por métodos fermentativos. Para concentrar la solución alcohólica obtenida del proceso fermentativo, se emplea una batería de torres de destilación de las que se tiene como subproducto el caldo fermentado y destilado, conocido como vinazas. Es importante mencionar que, en 1987, la producción de alcohol etílico ascendió a 115 millones de litros y que se generaron aproximadamente 1500 millones de litros de vinazas (1.5 millones de metros cúbicos). Desde hace varios años se han buscado usos potenciales para las vinazas. Una opción es la del uso de los sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales, tanto aerobios como anaerobios. Estos sistemas generan como subproductos biogás y biomasa microbiana a expensas de la materia orgánica disuelta en las vinazas, por lo que el contenido total de materia orgánica presente en ellas se reduce y, por ende, su carga orgánica contaminante también se reduce. Dentro de los reactores aerobios, los de película fija metabolizan más eficazmente los residuos carbonosos (como son los de las vinazas). En lo que a conversión de compuestos de carbono a biomasa se refiere, los resultados más positivos se obtuvieron en un reactor aerobio de biodiscos (RBR), tanto a nivel laboratorio como a escala semipiloto y piloto. Por ello, se realizaron estudios a escala de laboratorio con un reactor biológico rotatorio (RBR), el cual consta de una serie de discos montados en un eje central. El conjunto es movido mecánicamente por un motor eléctrico. El presente trabajo tuvo como objetivo correlacionar la capacidad depurativa del equipo aerobio de biodiscos con respecto a la temperatura de operación, conociendo que la actividad microbiana aumenta cuando ésta se incrementa pero que la rapidez de disolución del oxígeno del aire al medio acuoso disminuye. Para correlacionar estos dos parámetros se aplicó el modelo de la ecuación de Arrhenius. Se utilizó un RBR de 20 litros de volumen total de trabajo, operándose a tres diferentes temperaturas (283, 293 y 303K). Los datos utilizados para realizar el análisis estadístico de los experimentos se llevaron a cabo durante la fase pseudoestable del RBR.

De los resultados obtenidos se observó que, a 303K, se llevó a cabo una remoción de 89% medida como DQO y de 95% medida como DBO; a 283 y 293K, el porcentaje de remoción obtenido para ambas temperaturas fue de 80% medido como DQO y 87 y 91%, respectivamente, medido como DBOu. La mayor parte de la remoción se lleva a cabo en las primeras 5 etapas del reactor, lo cual sugiere la disminución en el número de compartimientos necesarios en el equipo. Las constantes de rapidez de reacción encontradas fueron para 283K, 0.0262 l^{-1} para DQO y 1.9328 h^{-1} para DBOu; para 293K, 0.00889 h^{-1} para DQO y 0.6343 l^{-1} para DBOu; para 303K, 0.0674 h^{-1} para DQO y 0.8935 h^{-1} para DBOu. La correlación en una gráfica tipo Arrhenius es pobre para la DQO, ya que da un coeficiente de correlación de solamente 0.5115, aunque bastante buena para DBOu, donde es de 0.9893, dando una pendiente ($-E_a/R$) de -1253.90 para DQO (con una energía de activación de 2,071 cal/mol) y -1046.36 para DBOu (con una energía de activación de 2,483 cal/mol).

CAPÍTULO I

GENERALIDADES

I.1 INTRODUCCIÓN

La contaminación, fenómeno colorario de la industria y del desarrollo demográfico, se refleja preponderantemente en detrimento de la economía y la salud de los pueblos. Desde el punto de vista sanitario, esta degradación es muy importante por los riesgos que puede acarrear en la satisfacción de las necesidades esenciales para la vida humana. El tipo y grado de contaminación depende del empleo que se haga de los recursos usados.

El hombre es el único ser en el planeta capaz de cambiar la ecología drásticamente y gracias a eso ha podido sobrevivir en medio de la actual explosión demográfica. Sin embargo, se ha visto que el camino que se ha utilizado en los últimos años, necesita de algunas modificaciones tendientes a corregir errores que podrían acabar con su existencia actual en la Tierra.

Se habla mucho de los avances tecnológicos y estos son indiscutibles, pero hasta hace muy poco tiempo se ha empezado a considerar el despilfarro tan enorme de la energía consumida, así como del desequilibrio creado al agotar los recursos naturales a una velocidad vertiginosa comparada con el ritmo seguido por la naturaleza para crearlos.

En México el problema de la contaminación es aún más grave pues no había existido un interés real por prevenir y controlar el estrago que la contaminación trae consigo. La preocupación imperante que, en la mayoría de los mexicanos existía, era eliminar de una forma rápida, sencilla y sin costo los desechos producidos. Es evidente que ello no constituye un proceso ideal de control sino, sencillamente, del arrojo inconsciente de contaminantes a la atmósfera, ríos, lagos, suelo, etcétera, y esto se da desde los hogares hasta la más compleja y enorme industria.

Por ello, la búsqueda y encuentro de nuevos modos, procesos y formas de colaboración para enfrentar la continua degradación del ambiente, debe ir en línea con las condiciones económicas, legales y tecnológicas que requieren de desarrollos propios para afrontar las cada vez más exigentes, pero necesarias, obligaciones en materia de prevención y control de la contaminación, lo cual no significa omitir la experiencia desarrollada por otros países, sino poder controlar y tratar la contaminación con recursos propios.

Cabe mencionar que la mayor parte de la tecnología actualmente utilizada en México es, en su mayoría, importada y que, como no fue diseñada para las condiciones de México, en ocasiones, no resuelve la problemática planteada.

Este trabajo se abocó a la problemática del agua. Esta abarca, desde la falta del líquido hasta la producción de aguas de desecho. Un posible enfoque para remediar este problema es reusar las aguas después de un tratamiento para ahorrar agua potable y controlar la contaminación.

Dentro de las industrias que contribuyen en gran medida a la contaminación ambiental en muchos países se encuentra la azucarera, tanto la que emplea caña como la que emplea remolacha. Para el caso de los países tropicales, la caña de azúcar es la principal materia prima para producir azúcar. Esta agroindustria, que existe en América desde la invasión de los españoles en los siglos XV y XVI, fue introducida en México por Hernán Cortés y fue la primera "industria" de México. El proceso se acondicionó al entorno prevaleciente en esa época usando el agua como materia prima y fuente de energía. A pesar de haber transcurrido 500 años, el proceso sigue siendo esencialmente el mismo y, obviamente, en la actualidad representa un sector industrial sumamente contaminante para los recursos hídricos y para el suelo.

La producción de azúcar a partir de la caña tiene varios subproductos, entre ellos las melazas, que son las mieles finales (incristalizables) que quedan de la última recuperación de cristales de sacarosa. Estas han tenido como uso importante el de fuente de carbón para la fermentación con levaduras para producir etanol. Naturalmente, la fermentación alcohólica da concentraciones de alcohol etílico entre 10 y 12% en volumen por lo que, para concentrar hasta 96% en volumen es necesario emplear la destilación. Dentro de los residuos líquidos generados de la destilación, uno de los más contaminantes son las vinazas, que provienen de la destilación por arrastre que se realiza en la primera columna y que se producen en una proporción de 12 a 15 litros por cada litro de alcohol (conservadoramente 10 litros por litro de etanol).

La Fig. I-1 presenta un diagrama de bloques de la producción de etanol a partir de las melazas. La contaminación principal de esta última radica en el hecho de que el pH de las vinazas es muy ácido (alrededor de 4.0), su contenido de materia orgánica e inorgánica disuelta es muy elevado (productos de la fermentación más pesados que el etanol, iones sulfato, iones potasio, etc) (Tabla I-1) y su temperatura es de casi 80°C (353K).

Dadas las características de este tipo de aguas residuales, así como de los grandes volúmenes que se manejan, se hace necesario un estudio lo más completo posible con respecto al tratamiento de estos compuestos residuales agresivos y su disposición final o posible reutilización.

En los últimos años se han realizado algunos trabajos para la mejor utilización de las vinazas, ya que el objetivo ideal es aprovechar los residuos contaminantes con procesos integrados que, en lo posible, permitan ser autofinanciables y evitar con esto que el costo de descontaminar el ambiente, incida directamente sobre el costo de producción de etanol en este caso y, para lo cual, se planteó un proyecto global de reaprovechamiento de vinazas (Durán y col., 1988, 1990, 1991, 1992, 1993, 1994; Zámamo, 1991; Zamudio y col., 1993).

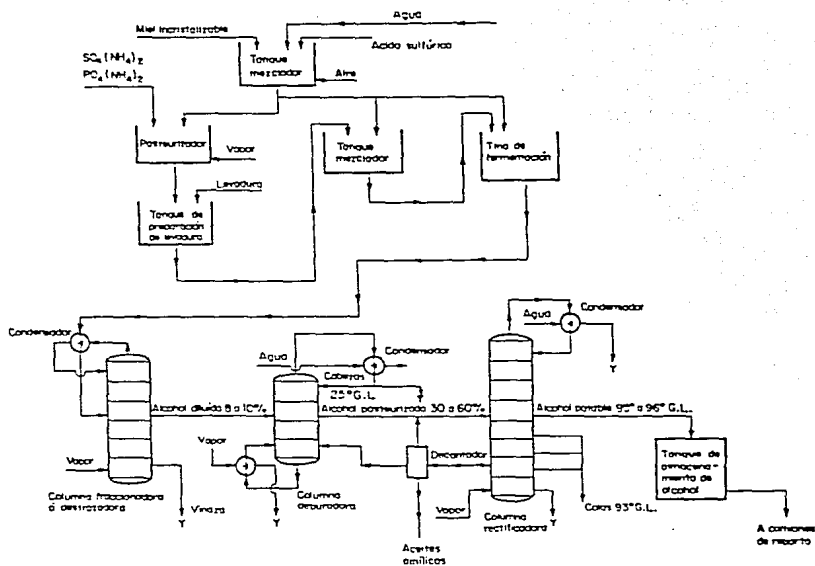


Fig. I.1 Proceso de elaboración de alcohol etílico (Cámano, 1991)

En este trabajo se plantea el estudio a nivel de laboratorio del efecto sobre la degradación aerobia de las vinazas convenientemente diluidas de tres diferentes temperaturas de operación en el reactor (283, 293 y 303K).

El objetivo principal que se persigue, además del aspecto técnico-científico, es el de exponer un mensaje capaz de despertar el interés y la conciencia de las nuevas generaciones de estudiantes, jóvenes investigadores y científicos, para aceptar el desafío que presentan los problemas de contaminación del agua y del suelo y para coadyuvar en la minimización de pérdidas económicas y de recursos naturales, que son elementos vitales para la existencia de los seres vivos.

Este objetivo se espera alcanzar a través de las siguientes metas:

- Caracterizar el agua residual de la primera torre de destilación de un ingenio azucarero/alcoholero
- Determinar el efecto de tres diferentes temperaturas sobre la capacidad depurativa de esta agua residual en un sistema aerobio ya que durante la zafra, se tienen variaciones que oscilan entre esos límites (283 a 303K) y que pueden influir en la eficiencia de remoción del sistema aerobio propuesto, especialmente porque el agua residual provendría de un sistema anaerobio previo que daría un pretratamiento al agua residual, reduciendo su carga contaminante hasta en un 80% de la original.
- Estudiar si una ecuación simple, como la propuesta por Arrhenius, puede reproducir el comportamiento del sistema aerobio en estudio, con la idea de minimizar el número de experimentos requeridos para escalar estos equipos a nivel prototipo e industrial.

I.2 PROBLEMÁTICA

I.2.1 Agua para uso industrial

El volumen total de agua utilizado por la industria y la minería se estimó en 9,750 millones de m^3 para el año de 1988. De éste 8,500 millones de m^3 fueron usados por la industria y 1,250 millones de m^3 por la minería y representa el 5.4% de la extracción total del recurso hídrico, ubicándose por arriba del volumen para uso urbano. A pesar del virtual estancamiento del sector industrial en el periodo 1980-1988, la extracción de agua para uso industrial pasó de 5,802 millones de m^3 a 8,500 millones, lo que representa un incremento de 46.5% en este lapso (SARH, 1991).

No obstante los beneficios económicos que el agua aporta en la generación del valor agregado industrial y minero, la importancia económica y social que estos sectores le

asignan ha sido prácticamente marginal y su problemática se caracteriza por: a) un elevado consumo y bajo nivel de reuso; b) generación de altos niveles de contaminación y c) presión sobre la disponibilidad del agua por la excesiva concentración sectorial y regional de la demanda del recurso.

Los elementos que ilustran la magnitud de los problemas señalados se presentan a continuación:

a) Elevado consumo y bajo nivel de reuso

Se estima que en 1988 el volumen de agua consumido por la industria fue de 3,000 millones de m^3 que representa el 35% de los 8,500 millones extraídos para esa actividad. Este coeficiente sigue siendo elevado y refleja que los esfuerzos realizados para implantar tecnologías que permitan el reuso del recurso han sido insuficientes. Se estima que el 55% del agua para uso industrial es para enfriamiento, el 35% para procesos, 5% se utiliza en calderas y 5% en servicios (SARH, 1991). De lo anterior puede concluirse que, por lo menos el 60% del total, podría cubrirse con agua de reuso. De los 239 m^3 /seg con que se abastece a este sector, aproximadamente se reusa un 10%.

b) Contaminación excesiva

El sector industrial genera aguas residuales, en su mayoría altamente contaminantes. Se considera que este sector vierte 82 m^3 /seg de aguas residuales, lo que representa el 31% del volumen global. Los giros industriales con mayores volúmenes de descarga anual para 1988 son: la industria azucarera (39%); la química con el 21%; las de celulosa y papel, petróleo, bebidas, textil, siderúrgica y de alimentos con un 22% y las demás descargan el 18% restante (SARH, 1991). Por otro lado, de un total de 60, solamente seis grupos industriales generan el 46% de la materia orgánica disuelta que contamina el agua, medida como demanda bioquímica de oxígeno (DBO).

c) Concentración sectorial de la demanda

Existen ocho ramas que concentran aproximadamente el 83.5% del consumo de este sector: azúcar, papel y celulosa, bebidas, alimentos, textiles, química, petróleo y siderurgia. La producción de azúcar y de productos químicos generan la mayor parte de la extracción, consumo y descarga con 68.2% y 73.7%, respectivamente.

1.2.2 Industria azucarera

La caña de azúcar es uno de los principales cultivos de México, usándose primordialmente para la producción de azúcar estándar y refinada. En la actualidad esta industria debe enfrentar tres grandes problemas: su competencia en la industria alimentaria con otros

edulcorantes, su falta de eficiencia energética que la hace poco competitiva y la contaminación que la industria produce, especialmente al sector agua (Zámamo, 1991).

Por ello, se ha intensificado la búsqueda de soluciones y formas que permitan bajar al sector industrial los costos de producción en la industria (reducción del consumo energético y de agua), modernización de la agricultura, el corte (cosecha) y la transportación (para evitar pérdidas de azúcar postcosecha) y la industrialización de los derivados, lo cual permitirá hacer más rentables las economías azucareras.

La industria azucarera, como ya se mencionaba al principio, es de tipo húmedo por lo que necesita considerables cantidades de agua para su proceso y durante su operación, lo que trae consigo la generación de grandes cantidades de aguas residuales.

Por esa razón es que encabeza todas las listas de consumo de agua y de contaminación de las cuencas acuíferas del país. La industria azucarera nacional produjo, durante la zafra 1986/87, 3,743,557 toneladas de azúcar cristalina (Crespo y Vega, 1988), segregando de sus líneas de proceso unos 620 millones de m^3 de agua residual con base en un índice promedio de descarga de $239.29 m^3/T$ (IMPA, 1986).

Las características que causan problemas en estos efluentes son básicamente los sólidos suspendidos, el pH que es marcadamente ácido y el contenido de material disuelto potencialmente biodegradable en los cuerpos de agua y suelos donde son arrojados (medido como DBO), que es la principal causa de los trastornos en los cuerpos receptores naturales.

El crecimiento de la industria azucarera nacional ha mostrado un ritmo constante en los últimos 20 años (Torres-Villar, 1986). No obstante, es de esperarse que las tendencias de crecimiento se vean modificadas próximamente pues cada vez es más difícil abrir nuevos terrenos en zonas climatológicas adecuadas al cultivo de la caña de azúcar. En el año de 1980, el volumen de agua residual generado en este sector ascendieron a 932 millones de m^3 por año y se estima que para el año 2000 estos serán de 2,718 millones (Baca, 1977).

1.2.3 Proceso de producción de azúcar

Los ingenios azucareros se encuentran localizados generalmente en áreas rurales debido a sus características especiales, tales como:

- Necesidad de mucha agua y
- Transporte de materia prima (caña) con un flujo aproximadamente igual a su transformación en azúcar, dado que la caña una vez cortada y almacenada comienza a perder con gran rapidez el contenido de sacarosa por descomposición química y microbiológica.

Una fábrica azucarera de caña funciona, generalmente, en forma ininterrumpida durante el lapso que dura la cosecha de la caña. A este lapso se le conoce como *zafra* y, en el caso de México, abarca de diciembre a mayo. Solamente se llega a parar el proceso por falta de materia prima o por reparaciones mayores.

Este proceso se encuentra dividido en varias etapas, siendo éstas las siguientes:

- BATEY (patio de recepción y preparación de la caña)
- MOLIENDA
- CLARIFICACIÓN
- SULFITACIÓN (para producción de azúcar morena o estándar)
- EVAPORACIÓN
- CRISTALIZACIÓN
- CENTRIFUGACIÓN
- REFINACIÓN (para el caso de azúcar refinada)
- SECADO Y ENVASADO

1.2.3.1 Batey

El batey es el área de recepción de la materia prima (caña), siendo ésta primeramente cuantificada (pesada) y descargada en diferentes medios mecánicos, donde se procede a darle un tratamiento de lavado con agua fría o caliente para eliminar parte de la tierra que trae consigo o simplemente pasarla directamente a las llamadas *mesas alimentadoras*.

Posteriormente, la materia prima es cortada en trozos menores, haciéndose pasar por una despedregadora y un separador magnético a fin de separar piedras y trozos grandes de tierra y partículas metálicas indeseables (pedazos de metal, tornillos, tuercas, etc.) que pudieran dañar a los equipos de molienda. Una vez que la caña ha recibido la preparación anterior, ésta es llevada a la etapa siguiente:

1.2.3.2 Molienda

El objeto de esta etapa consiste en extraer mecánicamente y por disolución en agua caliente el jugo contenido en la materia prima (caña), esto se logra comprimiendo la caña a través de una batería de molinos, donde se obtiene como producto principal el jugo mezclado o guarapo y como subproducto el bagazo (residuo fibroso).

Antes de pasar a la siguiente fase del proceso, el jugo mezclado es sometido a una etapa de filtración a fin de separar las partículas de bagazo que trae consigo (este material sólido, conocido como *bagacillo*, es posteriormente usado como *ayudafiltro* para separar el material de clarificación en los llamados filtros de *cachuza*)

1.2.3.3. Clarificación

El objetivo fundamental de la clarificación consiste en obtener un jugo claro, transparente y brillante, exento de toda materia (impurezas) que no sea azúcar y que pueda evitar la cristalización.

Para lograr este objetivo se emplea la cal en forma de óxido de calcio o de hidróxido de calcio. La cal se puede agregar al jugo en polvo o en forma de suspensión acuosa o *lechada*.

La adición de cal al jugo se efectúa en dos etapas: la primera se lleva a cabo cuando el jugo sale de la sección de molienda y se alcanza un pH con un valor de 6.4, posteriormente el jugo es sometido a calentamiento. La segunda etapa consiste en una nueva adición de cal, hasta obtener un pH en el jugo de 7.6 y, nuevamente, el jugo es calentado hasta la ebullición.

Posteriormente, el jugo es transportado a unos tanques donde se lleva a cabo la sedimentación de compuestos insolubles en el jugo, tales como grasas, albúminas, sales de calcio y la cal que no reacciona. A este conjunto de materias insolubles se le denomina *cachaza* o lodos, mientras que la fase líquida recibe el nombre de jugo claro, el cual es filtrado y llevado a la siguiente etapa del proceso.

1.2.3.4 Evaporación

El jugo claro proveniente de la etapa de clarificación contiene aproximadamente el 15% en peso de sólidos disueltos, de los cuales la sacarosa se encuentra en mayor proporción.

La concentración de estos sólidos se lleva a cabo mediante la eliminación de agua contenida, siendo éste el objetivo de la evaporación. Para evitar pérdidas de sacarosa por caramelización, la evaporación se realiza a bajas temperaturas, requiriendo de vacío para que las temperaturas de ebullición del agua sean relativamente bajas. Para ello se emplean condensadores de pierna barométrica u otros sistemas que consumen grandes volúmenes de agua para lograr el vacío requerido.

El jugo concentrado que se obtiene, una vez que el agua ha sido evaporada, recibe el nombre de meladura, cuyo grado de concentración es cuantificado a través de una variable denominada *grados Brix*.

Cuando la meladura ha alcanzado el grado de concentración idóneo para poder efectuar el proceso de cristalización, se procede entonces a la etapa siguiente:

1.2.3.5 Cristalización

La cristalización del azúcar tiene por objeto separar la sacarosa contenida en la meladura en forma de cristales.

Existen varios métodos de cristalizar la sacarosa, cada uno de los cuales se aplica de acuerdo con las necesidades y características de la meladura y del equipo disponible para esta operación.

La cristalización se verifica en equipos apropiados en donde se da lugar a la formación y crecimiento de los cristales, hasta que las características de la meladura lo permitan. Generalmente son evaporadores de simple efecto que, en la jerga azucarera se conocen como *tachos* y también operan a bajas temperaturas, con la consecuente problemática de uso excesivo de agua en los sistemas de condensación.

Durante esta operación se presenta una masa de dos fases: los cristales formados y el licor que da lugar a la formación de los mismos. Al licor existente se le denomina comúnmente "*licor madre*" y a la masa en conjunto se le denomina "*masa cocida*" o *masacote*.

Una vez que se ha llegado al agotamiento de la masa cocida (esto es, cuando se ha llegado a la máxima formación de cristales), ésta es llevada a la siguiente etapa del proceso:

1.2.3.6 Centrifugación

El objetivo de esta etapa consiste en separar los cristales de azúcar del licor madre, ambos constituyentes de la masa cocida. Para lograr dicho objetivo la masa cocida es sometida a un proceso de centrifugado, en donde se verifican las operaciones de purga, lavado y descarga del azúcar.

La purga consiste en separar los cristales de azúcar previamente formados, así como el licor madre, el cual se separa por la acción de una fuerza centrífuga.

Con el fin de eliminar el licor madre que queda ocluido en los cristales de azúcar, éstos son lavados con un poco de agua y el agua azucarada es, posteriormente, descargada para dar lugar a la siguiente etapa: la de recristalización. Estas recristalizaciones sucesivas dan como último producto la llamada miel final o miel incristalizable o melaza, de la cual ya no es rentable recuperar más sacarosa.

I.2.3.7 Secado y envasado

Esta última etapa tiene como objetivo eliminar la humedad contenida en el producto final. El secado del azúcar se efectúa haciéndole circular aire caliente hasta eliminar la humedad residual. Posteriormente, los cristales son enfriados por medio de corrientes de aire frío y envasados en sacos apropiados para ser almacenados y, finalmente, enviados al mercado.

Hay dos operaciones unitarias que no fueron descritas y que marcan la diferencia entre las llamadas azúcar estándar o morena y la refinada. Para el primer caso, se emplea un proceso de "blanqueo" haciendo pasar el jugo a contracorriente por un flujo de óxidos de azufre en fase gaseosa (generalmente en torres de contacto gas-líquido hechas de madera, para evitar problemas de corrosión). Los gases se generan en hornos donde se quema el azufre flor y el exceso de óxidos de azufre son emitidos a la atmósfera (creando naturalmente problemas de atmósferas ácidas y corroyendo los equipos aledaños a la zona de la torre de *sulfitación*, nombre dado a esta operación unitaria). De la sulfitación, el llamado jugo sulfitado pasa a las operaciones de clarificación, concentración, cristalización y secado. Para el caso del azúcar refinada, en vez de la sulfitación se tienen varias operaciones que se inician con la redisolución de los cristales de azúcar oscura o *mascabado* o *azúcar verde* y el blanqueo de este sirope usando ácido fosfórico, torres de carbón activado, etc y recristalizando el azúcar en otro juego de evaporadores y tachos, centrifugándola, secándola y envasándola después. Esto implica un consumo casi del doble de energía y agua con respecto a la producción de azúcar estándar.

I.2.4 Subproductos derivados del procesamiento de la caña de azúcar

En la actualidad, la caña de azúcar se cultiva con el objetivo fundamental de la producción de azúcar. No obstante, como consecuencia de esta producción se ha observado que se obtienen una cantidad enorme de subproductos concentrados en un solo lugar, lo cual permite que, entre otras aplicaciones, se destaque su empleo en la alimentación de los animales.

Existe una enorme potencialidad en los subproductos de la industria azucarera que no se ha aprovechado totalmente. Los más importantes son: bagazo, cachiaza y miel final.

Bagazo

Se utiliza primordialmente como combustible para la generación de vapor en los propios ingenios. También se utiliza el bagazo en la fabricación de papel. Se fabrican todas las clases de papel, desde el acanalado de peso medio hasta el "bond" blanco. La preparación del bagazo junto con mieles incristalizables y proteínas permite su empleo en alimentos para

ganado. El bagazo se aglutina y prensa a presión para obtener tablas duras destinadas a diversos usos como: puertas, chapas, casas prefabricadas, etc.

Cachaza

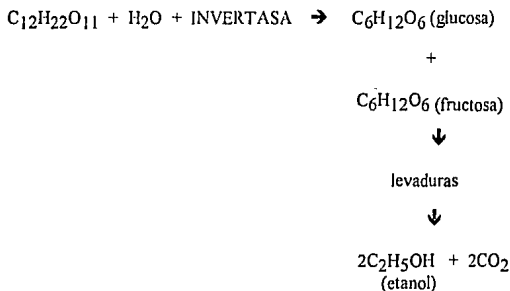
De la clarificación y filtración del jugo mezclado se obtiene la cachaza que sirve para el desarrollo de microorganismos que devuelven a la tierra la flora microbiana para el mejor desarrollo de los cultivos. Este compuesto recibe el nombre de humus y composta.

La cera cruda que se extrae de la cachaza es otro subproducto valioso para la industria de cosméticos y perfumería. La cachaza contiene aproximadamente la mitad de la cera que lleva la caña y se pueden recuperar unos 900 g/ton caña (Torres-Villar, 1986). La cera cruda contiene aceites y resinas procedentes de las partes interiores de la caña, además de la cera cuticular. Los aceites constan de triglicéridos, ácidos grasos y otras materias solubles en grasas. La cera cruda tiene que ser refinada para que de ella se puedan obtener productos útiles.

Miel final

Esta miel contiene principalmente sacarosa y azúcares invertidos (glucosa y fructosa), compuestos inorgánicos, compuestos orgánicos, gomas, pectinas, agua e impurezas. A nivel nacional, la mayoría de los ingenios elabora alcohol a partir de ellas.

La fermentación de la melaza es el resultado de la acción de la levadura, que comienza por invertir la sacarosa mediante la acción de la invertasa que segrega. Seguidamente, la levadura convierte el azúcar invertido en alcohol etílico y bióxido de carbono, de acuerdo con las siguientes reacciones:



El rendimiento teórico de una unidad másica de azúcar invertido (0.96 unidades de sacarosa) es de 0.511 unidades de alcohol absoluto y 0.489 unidades de bióxido de carbono (Torres-Villar, 1986).

1.2.5 Proceso de fabricación de alcohol etílico

Las melazas finales de la fabricación de azúcar, son bombeadas a un tanque mezclador y ahí mezcladas con ácido y diluidas con agua a una densidad de 10 a 30°Brix. Las melazas diluidas son mezcladas con levaduras, las cuales segregan una enzima que desdobra la sacarosa en dextrosa y levulosa que son alimentos para la levadura, y de ahí son distribuidas a las tinas fermentadoras. Debido al desbalance de nutrimentos se suplementa la miel diluida acidificada y pasteurizada con sulfato de amonio y fosfato de amonio como nutrimentos para la levadura. La fermentación es completada en un tiempo aproximado de 48 horas. La acidificación se realiza para evitar la proliferación de otros microorganismos que no produzcan alcohol etílico. El pH del llamado caldo de cultivo es de aproximadamente 3.0 a 4.0, en el cual solamente proliferan levaduras, y se logra adicionando ácido sulfúrico o ácido clorhídrico.

Una vez llevada a cabo la fermentación, se efectúa la separación de la levadura por sedimentación de la levadura muerta y se envía el mosto o vino resultante a un sistema de dos o tres columnas de destilación hasta alcanzar una concentración final de 95 a 96% en volumen de alcohol etílico. En la primera columna se inicia la destilación con arrastre por vapor, lo que origina que los componentes de más bajo punto de ebullición constituidos por agua, alcoholes ligeros, aldehídos y cetonas se separen por la parte superior de la columna y los más pesados o de mayor punto de ebullición salgan por abajo. A esta corriente se le denomina *vinaza*. Esta corriente del fondo de la torre sale a una temperatura entre 85 y 88°C y tiene un pH de 4.0 a 4.5.

1.2.6 Vinazas

En la fabricación de alcohol etílico el principal subproducto es el líquido residual denominado vinaza, así como las levaduras muertas. El primero contiene una gran cantidad de material orgánico e inorgánico que representa una fuente de contaminación para los cuerpos receptores realmente problemática. La vinaza, como se dijo arriba, es un residuo con fuerte acidez, presencia de sales, rico en materia orgánica (63.4 kg/m^3) y potasio (7.83 kg/m^3), pobre en nitrógeno (1.18 kg/m^3) y fósforo (0.15 kg/m^3).

La composición de la vinaza varía de acuerdo a las condiciones del proceso de la materia prima entregada a la destilería de alcohol por el área de elaboración del ingenio (miel final, que puede estar más o menos caramelizada, esto es, con mayor o menor grado de polimerización de los azúcares), a la conducción que se haga de la fermentación y del propio proceso de destilación. Así, las vinazas tienen composiciones diferentes entre destilerías de alcohol y en menor grado, para una misma destilería entre día y día de la zafra y entre zafras. En la tabla I-1 se marcan algunos resultados típicos de la caracterización de las vinazas de caña de azúcar y de remolacha.

Es importante remarcar lo informado de que, en la zafra 1987/88 y en las subsecuentes, la producción de alcohol etílico ascendió a 115 millones de litros lo que generó 1500 millones de litros de vinazas. Ecológicamente, la vinaza tiene una capacidad contaminante más de 200 veces que un volumen equivalente de aguas residuales de origen doméstico. Esto da una idea del impacto ambiental que causa en los cuerpos receptores donde ésta es vertida.

Tabla I-1 Resultados típicos de la caracterización de la vinaza (IMPA, 1986)

Parámetro	Remolacha	Caña
Densidad	1.060	1.051
pH	4-5	4-5
Demanda bioquímica de oxígeno, DBO	78 300	57 400
Demanda química de oxígeno, DQO	81 200	103 000
Sólidos totales	135 000	111 900
Nitrógeno total	7 340	1 190
Fósforo	91	120

Nota: Excepto pH y densidad, se expresan en mg/L

Desde hace varios años se han buscado usos potenciales para las vinazas ya que éstas presentan características tales de agresividad ambiental que si se arrojan sin tratamiento a los cuerpos receptores degradan notablemente la calidad de éstos provocando envenenamiento de la flora y fauna acuática, así como la degradación de suelos si se llegaran a usar en riego agrícola sin un tratamiento o dilución previos.

Hasta ahora, los principales usos han sido su empleo como mejorador de suelos confirmándose la bondad de las vinazas cuando se utilizaron como fertilizantes puntuales en el Campo Experimental Izúcar de Matamoros-IMPA. En 1983 se determinaron dosis óptimas aplicables por hectárea; así como el secado directo para producir sólidos que se emplearan en la elaboración de dietas para animales poligástricos, ya que este residuo industrial no tiene contaminantes patógenos (virus, coliformes, etc.) posibilitando su uso como nutrimento en dietas para animales poligástricos.

Recientemente, se ha planteado una tercera opción, es la del uso de sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales, tanto anaerobios como aerobios. Este sistema combinado anaerobio-aerobio genera como subproductos biogás y biomasa microbiana a expensas de la

materia orgánica disuelta en las vinazas, por lo que el contenido total de materia orgánica presente en ellas se reduce y, por lo tanto, su carga orgánica también se reduce drásticamente. El biogás generado en el proceso anaerobio puede ser usado para generar vapor y otros requerimientos energéticos. Y la biomasa generada en el proceso aerobio como un complemento en dietas balanceadas de animales mono y poligástricos.

Con base a lo anterior surgió la posibilidad de que el tratamiento para combatir la contaminación en lo referente a la vinaza, no fuese una carga económica más para el ingenio, sino, por el contrario, el resultado fuese un producto con valor comercial, cuya venta le permitiese un ingreso extra de los que tradicionalmente obtiene, así como una reducción en los pagos que, por concepto de vertimiento de aguas residuales, se deben hacer a la Comisión Nacional del Agua (Durán de Bazúa y col., 1993, 1994).

A través del tiempo, estudios de costo-beneficio darán el criterio de selección y realización de proyectos que contemplen a mediano plazo, el aprovechamiento de la vinaza y consecuentemente un uso adecuado y racional del agua.

A continuación, en el siguiente capítulo se sientan las bases sobre las que se desarrolló esta fase del proyecto.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

II.1 GENERALIDADES SOBRE TRATAMIENTO DE LOS EFLUENTES LÍQUIDOS

Los diversos métodos existentes para tratar los efluentes líquidos, pueden integrarse dentro de los procesos siguientes:

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

II.1.1 Tratamiento preliminar

Los objetivos de este tratamiento son:

- Separar o disminuir el tamaño de los sólidos orgánicos que se encuentran en suspensión. Los contaminantes de este tipo son materia fecal, papel, trozos de madera, basura en general
- Eliminar los sólidos inorgánicos pesados que no son susceptibles a la degradación biológica, como arena, grava, objetos metálicos; denominándoseles a todos ellos como arena
- Hacer la separación de grasas y aceites

II.1.2 Tratamiento primario

Cuando aún después de realizado el tratamiento preliminar, el contenido de sólidos es considerable, éstas y las partículas más pequeñas, pudiendo ser removidos por métodos físicos y químicos.

A) Físicos

Los sólidos en suspensión son eliminados en función de la acción de la gravedad.

Entre los diversos tipos de tanques de sedimentación los más comunes son:

1. Tanques sépticos
2. Tanques de doble acción
3. Tanques de sedimentación simple ascendente con eliminación mecánica de cieno (lodo).
4. Clarificadores de flujo ascendente con eliminación de cieno (lodos).

Entre los sistemas desnatadores para grasas, aceites y sólidos más ligeros que el agua se tienen diferentes diseños, generalmente acoplados a los sedimentadores para, en un solo equipo realizar ambos procesos de separación.

B) Químicos

- **Neutralización:** En muchas ocasiones se presentan problemas de corrosión de los materiales de las plantas de tratamiento, así como de los drenajes, a causa de la fuerte alcalinidad o acidez de las aguas residuales y por la producción de ácido sulfhídrico durante la descomposición biológica de la materia. Por eso es menester hacer la neutralización de las aguas para evitar problemas ulteriores.
- **Coagulación:** La coagulación es empleada para eliminar algunos compuestos que se encuentran en estado coloidal en suspensión y que son partículas que no son susceptibles de ser sedimentadas bajo la acción de la gravedad, por lo cual, no pueden ser eliminadas por los procesos de tratamiento físico convencional.
- **Desinfección:** La finalidad que tiene la desinfección de las aguas es la de eliminar los organismos patógenos, de modo que se prevenga la proliferación de epidemias y enfermedades generadas por el agua contaminada.

II.1.3 Tratamiento secundario

Mediante los tratamientos preliminar y primario de aguas residuales que contienen cantidades considerables de material biodegradable en forma suspendida, coloidal y soluble, se logra que la contaminación por sólidos sea reducida de un 40 a un 60% y que la demanda bioquímica de oxígeno se abata en un 25 a 30% aproximadamente. Consecuentemente, no es suficiente la realización de solo estos dos tratamientos aún en forma completa, para eliminar el total de los contaminantes.

El tratamiento secundario se fundamenta en la descomposición biológica de la materia orgánica coloidal y disuelta con características de biodegradabilidad; para lo cual se emplean cultivos biológicos mixtos que permiten obtener compuestos inertes más estables, logrando así un tratamiento de mayor grado.

II.1.4 Tratamiento terciario

Los métodos de tratamiento terciario son métodos avanzados que eliminan contaminantes que aún permanecen después del secundario, esto es, lo que no fueron eliminados por los microorganismos (porque son tóxicos o porque estos no pueden metabolizarlos). Por lo general, se realiza con el fin de obtener un mayor grado de calidad del efluente, existiendo la posibilidad de reusar directamente esta agua si cumple con los estándares de calidad.

Para la eliminación de los sólidos en suspensión presentes en el efluente secundario se tienen dos métodos: Filtración y coagulación.

Los compuestos orgánicos disueltos que aún estaban presentes en el efluente secundario, pueden ser la causa, entre otras características negativas, de malos olores y color y sabor desagradables e, incluso, ser tóxicos para la vida animal y vegetal. Los métodos usuales para eliminar estos contaminantes son: Adsorción, oxidación, electrodiálisis e intercambio iónico.

II.2 TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS

Los organismos responsables de los procesos biológicos de depuración pueden encontrarse en dos formas adheridos u homogéneamente distribuidos en el reactor. Asimismo, pueden clasificarse en 4 grupos (Escárcega y col., 1986). A continuación se describen someramente ambas clasificaciones.

i) Crecimiento adherido

Las unidades biológicas (medio inerte) se cubren con colonias de microorganismos (formas de zoogleas) procedentes de las bacterias de las aguas residuales, formando una película activa en la superficie de contacto, por lo que se produce una concentración de materia coloidal gelatinosa. Las sustancias solubles y coloidales biodegradables presentes en el agua en tratamiento, son adsorbidas y metabolizadas por las enzimas de las bacterias y se reducen a compuesto más simples (por ejemplo, los compuestos nitrogenados orgánicos son reducidos a NH_3 , el cual se libera y se oxida por medios químicos y bacteriológicos, dando una reducción gradual del NH_3 y un incremento de NO_2 Y NO_3) (Nemerow, 1977).

ii) Crecimiento en suspensión

Para esta formación, se crean poblaciones biológicamente activas, aglomeradas o floculadas en diversos tamaños y formas, que son capaces de adsorber la materia orgánica biodegradable de las aguas residuales y convertirla por medio de un sistema de oxidación, por enzimas, al igual que las anteriores, en productos finales simples. La diferencia principal radica en el hecho de que, en este caso, no existe un soporte sino que los flocúlos tienden a encontrarse homogéneamente distribuidos en el reactor, mientras que en el anterior hay una

distribución heterogénea que depende de la composición del agua residual en cada punto (Nemerow, 1977).

Consecuentemente, desde el punto de vista conceptual, el primer sistema puede representarse idealmente como un reactor de flujo pistón y el segundo como un reactor perfectamente agitado.

Considerando el metabolismo de los organismos presentes, ya sea en la biopelícula activa o en los flocúlos o aglomerados, estos pueden clasificarse como:

a) Procesos aerobios

En estos, intervienen microorganismos que requieren de la presencia de oxígeno molecular libre en solución para su subsistencia, de cuando menos 2 mg/L. (Bekris, 1992). Procesos biológicos de estas características en uso industrial o municipal son los lodos activados, los reactores empacados o "filtros" percoladores, los sistemas de aireación extendida, las lagunas de aireación, la "digestión" aerobia y los reactores biológicos rotatorios (RBR), entre otros (Durán de Bazúa, 1983).

b) Procesos anaerobios

Intervienen microorganismos que requieren la ausencia de oxígeno molecular en solución para su subsistencia. Basados en este proceso se encuentran los llamados digestores (de alta y baja tasa), las lagunas anaerobias y los reactores de biodiscos anaerobios.

c) Procesos anóxicos

En estos procesos intervienen microorganismos que no requieren de oxígeno molecular libre en solución, puesto que las necesidades de oxígeno las obtienen de compuestos inorgánicos aceptores de electrones (nitritos y nitratos).

d) Procesos aerobios-anóxicos o anaerobios-anóxicos

En ellos intervienen, tanto microorganismos aerobios facultativos y anóxicos como anaerobios facultativos y anóxicos.

Cada uno de los procesos biológicos mencionados anteriormente, pueden presentar ambas formas de crecimiento microbiano, por lo que su evaluación teórica es bastante compleja y su modelación sujeta a múltiples variables que dificultan extraordinariamente su escalamiento a partir de experimentos de laboratorio. Por esta razón, en la mayoría de los casos se siguen experimentos a diferentes escalas (laboratorio, banco, planta piloto, prototipo y, finalmente, industrial).

A continuación se presenta algo de información sobre los sistemas aerobios ya que estos son el objeto de este trabajo.

11.3 GENERALIDADES SOBRE TRATAMIENTOS AEROBIOS

El método más eficiente para reducir el contenido de materia orgánica biodegradable de las aguas residuales, es mediante su tratamiento biológico aerobio ya que las rapidezces de reacción de estos organismos son considerablemente mayores que las de los organismos anaerobios. Los organismos involucrados en tales sistemas poseen la habilidad de descomponer compuestos orgánicos complejos y para utilizar la energía así liberada en sus funciones corporales; tales como reproducción, crecimiento, locomoción, etc. Aunque parte de la materia orgánica que se utiliza para producir energía, es convertida a productos finales estables, por ejemplo CO_2 , H_2O , NH_3 , etc. mientras que la restante es convertida a productos celulares, los cuales pueden sedimentar y así ser separados del líquido antes de hacer la descarga al cuerpo receptor.

Tales procesos funcionan debido a que los microorganismos pueden utilizar un amplio intervalo de compuestos químicos, tanto orgánicos como inorgánicos. Esta versatilidad química es muy amplia y aún un solo organismo puede ser capaz de descomponer un gran grupo de moléculas estructuralmente distintas.

El estudio de las características biológicas de los sistemas de tratamiento se han llevado a cabo con el objetivo de observar su funcionamiento y tratar de mejorar su eficiencia a través de un diseño racional de los mismos.

11.3.1 Aspectos microbiológicos

- Composición y estructura

Cualitativamente, la composición química de todos los microorganismos es muy similar. Cuantitativamente, sin embargo, se presentan amplias diferencias, tanto entre grupos como entre los mismos organismos cuando crecen bajo condiciones diferentes.

Con base en la estructura de los microorganismos y en las funciones de sus partes componentes, se han determinado dos patrones organizacionales básicos. Las bacterias y las algas verdi-azules, son denominados como microorganismos procariontes, mientras que los hongos, levaduras (hongos unicelulares), protozoarios y algas pluricelulares son agrupados como organismos eucariontes.

Los procariontes son generalmente más pequeños, casi todos poseen una rígida pared celular, la cual da al organismo su forma particular y le brinda protección contra diferencias en presión osmótica. Algunos están rodeados por una cápsula, usualmente formada por un polisacárido.

Bajo la pared celular presentan una membrana compuesta de lipoproteínas, la cual controla la entrada y salida de sustancias al organismo. Muchas enzimas involucradas en la captación de energía y la producción de polímeros se encuentran enlazadas a esta membrana. A diferencia de los eucariontes, cuyo tamaño y forma es muy diverso, los procariontes no presentan organelos celulares reconocibles, tales como las mitocondrias y, en organismos fotosintéticos, los cloroplastos. En los eucariontes, el núcleo se encuentra bien definido y rodeado por una membrana, no así en los procariontes.

Una característica de los componentes biológicos de muchos sistemas de tratamiento aerobio, es su complejidad, especialmente en la diversidad de especies o grupos taxonómicos presentes en sus comunidades.

- Requerimientos nutricios

Durante su crecimiento, los microorganismos sintetizan todos sus componentes requiriendo energía. Las sustancias de las cuales dichos componentes son construidos, tienen que ser sintetizados por el organismo en sí o deben ser suministradas en forma tal que puedan ser asimiladas a través del medio.

Los microorganismos requieren de una fuente de carbono, derivada de un compuesto orgánico y, en ocasiones, del CO_2 . El nitrógeno, azufre y fósforo que el organismo requiere, son normalmente suministrados por iones amoniacales (algunas veces nitratos), sulfatos y fosfatos, respectivamente. Algunos microorganismos pueden fijar el nitrógeno gaseoso, convirtiéndolo vía amoníaco a nitrógeno orgánico.

Se requieren, además, cantidades pequeñas de magnesio y hierro, así como trazas de otros iones divalentes, tales como calcio, cobalto, manganeso y zinc.

Los organismos heterótrofos, obtienen energía de la oxidación de compuestos orgánicos, los quimiosintéticos autótrofos mediante la oxidación de sustancias inorgánicas y los fotosintéticos autótrofos atrapando y utilizando ciertas longitudes de onda de luz.

Algunos organismos son incapaces de sintetizar uno o varios monómeros constituyentes de sus macromoléculas y, por lo tanto, no se desarrollan si dichas sustancias, conocidas como factores de crecimiento, no son suministradas al medio. Ejemplos de éstas pueden ser algunos aminoácidos y vitaminas.

- Requerimientos de oxígeno

Las necesidades de oxígeno de un microorganismo particular reflejan la forma por la cual obtiene su energía. Los aerobios estrictos la obtienen por procesos que requieren oxígeno molecular y solo crecen si se presenta una determinada concentración de oxígeno disuelto en el medio acuoso.

El oxígeno debe suministrarse continuamente. Esto es necesario debido a que el oxígeno actúa como aceptor final de hidrógeno en la oxidación de materia orgánica y es, durante esta transferencia de hidrógeno, que hay liberación de energía aprovechable para síntesis y sobrevivencia del material celular.

La cantidad de oxígeno requerido para estabilizar (oxidar la materia orgánica) un desecho, depende de la cantidad de material disuelto y/o coloidal presente (generalmente medida como DBO) en el sistema, menos la DBO convertida a protoplasma y la DBO a descargar en el efluente ya tratado.

- Factores ambientales

La temperatura y la concentración de iones hidrógeno son los dos factores que tienen un mayor efecto sobre la rapidez o velocidad de crecimiento de los microorganismos y sus actividades metabólicas.

Los organismos psicrófilos crecen a temperaturas cercanas a 0°C (272K) y los termófilos son capaces de desarrollarse a temperaturas tan altas como 75°C (348K). La mayoría, sin embargo, son mesófilos, teniendo un intervalo óptimo entre los 20 y 45°C (393 y 318K).

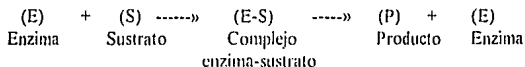
Pocos organismos crecen a intervalos de pH entre 3 y 4. Generalmente, las bacterias crecen de manera óptima a un pH neutro o cercano a él. Las algas y hongos se desarrollan a valores de pH al lado ácido de la neutralidad.

II.3.2 Oxidación biológica

Los procesos por los cuales los microorganismos se desarrollan y obtienen su energía son complejos e intrincados. La actividad enzimática en las reacciones implicadas en tales rutas y ciclos resulta de vital importancia. Como catalizadores, las enzimas tienen capacidad de incrementar la velocidad de las reacciones químicas sin sufrir alteraciones.

Hay dos tipos generales de enzimas, extracelulares e intracelulares. Cuando el sustrato o nutrimento requerido por la célula es incapaz de atravesar la pared celular, una enzima extracelular convierte el sustrato o nutrimento a una forma tal que pueda ser transportada dentro de la célula. Las enzimas intracelulares están involucradas en reacciones energéticas y de síntesis dentro de la célula.

Las enzimas se caracterizan por su alto grado de eficiencia en la conversión de sustratos a productos finales. También es característico su alto grado de especificidad, lo que significa que la célula debe producir una diferente enzima para cada sustrato utilizable. Una reacción enzimática puede representarse por la siguiente ecuación:



Como se observa, se tiene la formación de un complejo entre enzima-sustrato el cual es convertido a producto y a la enzima original. Este producto puede ser transformado por otra enzima y así sucesivamente. De hecho, se presenta una secuencia de complejos y productos antes de obtenerse el producto final a través de un tren de actividad enzimática. La actividad de las enzimas es afectada por el pH, la temperatura y la concentración de sustrato. Cada enzima tiene un pH y temperatura óptimos. Tales valores para las enzimas claves se reflejan en la temperatura y el pH global preferente para la célula.

Junto con las enzimas, se requiere energía para llevar a cabo las reacciones bioquímicas en la célula. La energía es obtenida por la célula, oxidando materia orgánica o inorgánica o mediante reacciones fotosintéticas. Esta energía es capturada y almacenada en la célula mediante ciertos compuestos orgánicos. El más común de estos compuestos es el trifosfato de adenosina (ATP, en inglés). Una vez que la energía de este compuesto es utilizada en las células se forma el difosfato de adenosina (ADP), la cual es una molécula con bajo estado energético. Esta molécula puede entonces capturar la energía liberada en el rompimiento de materia orgánica asumiendo nuevamente un estado energizado como molécula de ATP. Este sistema de energía celular ATP-ADP, actúa en los procesos desasimilatorios, que son aquellos asociados con la producción y/o captura de energía y los procesos asimilatorios encargados de la producción de tejido celular.

11.4 REACTORES BIOLÓGICOS ROTATORIOS

En estudios previos, dentro de los reactores aerobios, se ha encontrado que los de película fija metabolizan más eficazmente los residuos carbonosos (como son los de las vinazas). Esto quedó plenamente comprobado con los estudios realizados para reaprovechar la materia orgánica presente en las aguas residuales generadas, tanto en molinos de nixtamal como en fábricas de harina de maíz nixtamalizado (Alvarez y col., 1985; Pedroza y Durán de Bazúa, 1986, 1987; Durán de Bazúa, 1987). Por ello, se iniciaron estudios a escala de laboratorio con un reactor de discos biológicos para depurar estos efluentes con una metodología similar a la empleada con nejayote (Durán de Bazúa y col., 1988; 1990).

El sistema consiste en una serie de discos paralelos y planos que giran parcialmente sumergidos en el agua residual que se va a tratar. La superficie de los discos se cubre con una flora microbiana (biopelícula) y adsorbe la materia orgánica coloidal y disuelta biodegradable, presente en las aguas residuales. La acción de girar los discos, hace que el exceso de microorganismos (conocidos como lodos por su aspecto), generados por la síntesis de esa materia orgánica presente en las aguas residuales, se desprenda gradualmente en el líquido mezclado y sea factible de separarse posteriormente. Este es el mecanismo de "precipitación" y separación de los materiales solubles y coloidales que contaminan el agua residual. Operando de esta manera los reactores de biodiscos, se encuentra que:

- Proveen área para el desarrollo de los microorganismos adheridos

- Proveen un contacto vigoroso de los microorganismos con las aguas residuales
- Dan una alta eficiencia de aireación de las aguas residuales con menor consumo energético
- Proveen un medio positivo de continuo desprendimiento de biomasa en exceso
- Permiten la agitación del licor mezclado para mantener los sólidos en suspensión a través de cada paso del tratamiento también con un menor consumo energético.

La utilización de discos paralelos próximos, produce una alta concentración de superficie activa biológica. Esta alta concentración de organismos activos y la posibilidad de variar la velocidad de aireación, ajustando la velocidad de rotación de los discos, permite a este proceso dar un tratamiento efectivo a aguas residuales muy concentradas. A causa de que se utiliza un material plástico en los discos que flotan y no se produce ninguna pérdida de carga en el sistema, las necesidades de energía para este proceso, como se mencionó, son muy pequeñas. Su facilidad de construcción y de funcionamiento ha demostrado que sólo necesitan para su mantenimiento de un mínimo de personal no especializado.

Tienen la desventaja de que no pueden tratar flujos muy grandes de agua residual ya que resultarían imprácticos por el diámetro necesario de los discos y por las dimensiones de la flecha y el sistema motriz. Aunque es posible conectarlos en serie y/o en paralelo, un número excesivo de unidades crearía problemas de mantenimiento (Escárcega y Pulido, 1986).

II.5 FORMACIÓN DE LA PELÍCULA BIOLÓGICA EN EL RBR

Puesto que un sistema biológico de tratamiento no es más que un sistema controlado en donde el sustrato (desechos orgánicos) y una población heterogénea de microorganismos, son reunidos para que la materia orgánica sea degradada a sustancias estables como resultado de la actividad metabólica de los mismos, la velocidad y el grado en que esto sucede, son los factores que determinan el diseño y eficiencia del proceso y dependerán necesariamente del grado de afinidad existente entre el sustrato y los microorganismos y las condiciones ambientales.

Cuando los organismos están en presencia de un sustrato adecuado, se desarrollan hasta agotar el sustrato o algún otro factor de crecimiento o cuando se presenta la acumulación de algún compuesto tóxico o se presentan carencias de oxígeno. La curva de crecimiento de los microorganismos puede visualizarse como una serie de fases: inducción, acumulación y estabilización. Estas pueden describirse someramente como sigue (Luna-Pabello, 1990):

Fase de inducción. Comprende la adsorción de los compuestos orgánicos sobre la superficie húmeda de los discos, mientras estos se encuentran en contacto, al sumergirse en

el líquido por tratar. Se considera que la adsorción de los compuestos orgánicos en la superficie húmeda del soporte es un requisito previo para el desarrollo de la película biológica y la consecuente fijación de la biomasa. Es decir, los microorganismos colonizan las superficies húmedas sólidas (formando la matriz gelatinosa microbiana), cuando las cantidades de nutrientes orgánicos, sales minerales y oxígeno, están disponibles sobre dichas superficies.

Fase de acumulación. Durante esta fase, hay un crecimiento logarítmico de los microorganismos, continuando así, hasta que el soporte está completamente cubierto. Se observa un período de acumulación constante, el cual ocurre por efecto del esfuerzo cortante entre la biopelícula y la superficie del líquido. Este proceso previene la acumulación de mayor cantidad de microorganismos. El alimento (sustratos disueltos) y el oxígeno son suministrados a través de la película biológica por difusión. A medida que el grosor de la película aumenta, se hace más factible la generación, en los estratos más profundos, de zonas con procesos anaerobios.

Fase de estabilización o "plateau" (meseta). En esta fase la película biológica desprendida y la producida se encuentran en equilibrio dinámico, manteniéndose un espesor constante. El mantenimiento de la estructura de la biopelícula es el efecto combinado de la reproducción celular y la producción extracelular de polímeros de polisacáridos que mantienen la cohesión de la biomasa. La condición de estabilidad persiste hasta que los nutrientes difundidos a través de la biopelícula se terminen. En este momento los microorganismos de las capas basales mueren. La integridad estructural de la base de la película se pierde y ocurre un desprendimiento masivo.

II.6 ESPESOR DE LA PELÍCULA BIOLÓGICA

Se estima que el espesor de la película biológica activa varía entre 0.2 y 0.3 mm, en concentraciones bajas de sustrato, hasta 3.0 mm, con alta concentración de sustrato, cuando no hay limitaciones de oxígeno en la película. En la práctica, su espesor se mantiene relativamente constante y es una cifra que es función de la DBO del agua a depurar (Hernández, 1990).

II.7 VELOCIDAD DE LA REACCIÓN ENZIMÁTICA Y LA TEMPERATURA

Las velocidades de la mayor parte de las reacciones químicas aumenta grandemente conforme se eleva la temperatura. Una regla aproximada, que se cumple con frecuencia, enunciada por Van't Hoff, consiste en que la velocidad se duplica por cada aumento en la temperatura de 10°C .

Matemáticamente, el cambio de la constante específica de velocidad con la temperatura para cualquier reacción química simple está dado por la ecuación de Arrhenius

$$k = A e^{-E_a/RT} \quad (\text{II.7.1})$$

donde:

E_a = Energía de activación, cal/mol

R = Constante universal de los gases, cal/mol K

A = Factor de frecuencia, mismas unidades que k

T = Temperatura absoluta, K

En una gráfica de Arrhenius, se grafica $\log k$ vs $1/T$ para dar una línea recta con una pendiente $-E_a/R$ y una ordenada al origen igual a $\log A$. El modelo de Arrhenius de la dependencia con la temperatura se ve satisfecho por las constantes de velocidad de muchas reacciones enzimo-catalíticas. Esto se ejemplifica en la fig. II.1.

Valores altos de E_a (200-400 kJ/mol, 47,800-95,600 cal/mol) son típicos de reacciones en fase gaseosa que solo transcurren a temperaturas elevadas (combustión, reacciones con radicales libres). Valores bajos de E_a (20-80 kJ/mol, 4,780-19,190 cal/mol) son típicos de reacciones enzimáticas, celulares y relacionadas con la vida, aquellas que tienen lugar a temperatura ambiente (Levenspiel, 1987).

Debe hacerse notar que el intervalo de temperaturas es muy limitado (Figura II-1), ya que las enzimas se inactivan arriba de 45 a 50°C (418 a 423K).

Un mecanismo físico para este fenómeno es obvio: Con el incremento de temperatura, los átomos de la molécula enzimática tienen mayores energías y una mayor tendencia a moverse. Eventualmente desacumulan energía, como para que la estructura globular de la proteína permanezca y las interacciones sean más débiles y continúe la desactivación.

La desactivación térmica de las enzimas puede ser reversible, irreversible o una combinación de ambas. Un modelo simple de desactivación térmica reversible son los datos T-actividad de cinéticas enzimáticas sobre un amplio intervalo de temperaturas. Puede suponerse que la enzima existe de forma activa (a) e inactiva (i)

$E_a \rightleftharpoons E_i$ con una constante de equilibrio

E_i

$$K_d = \frac{E_i}{E_a} = \exp\left(-\frac{G_d}{RT}\right) = \exp\left(-\frac{H_d}{RT}\right) \exp\left(\frac{S_d}{R}\right) \quad (\text{II.7.2})$$

E_a

donde:

G_d = Energía libre de desactivación

H_d = Entalpía de desactivación

S_d = Entropía de desactivación

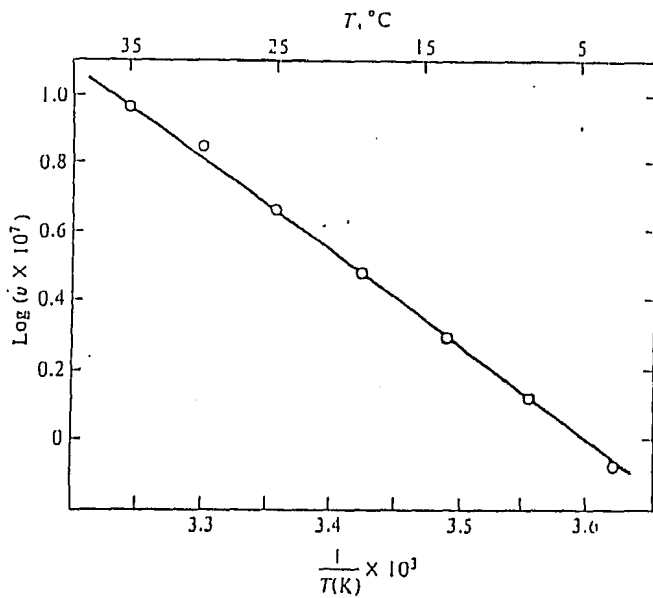


Fig. II.1 Modelo de Arrhenius (Bekris, 1992)

Las energías de enlace de uniones de hidrógeno son de 3 a 7 kcal/mol, pero las entalpías de desactivación enzimática H_d son muy altas: 68 y 73.5 kcal/mol para la tripsina y lisozima de la clara de huevo, respectivamente. Los cambios de entropía con la desactivación para estas enzimas son de 213 cal/(mol K).

Debido a los grandes calores de desnaturalización, la proporción de enzimas activas es muy sensible a pequeñas variaciones de temperatura. Para tales valores de H_d , la enzima se desactiva casi por completo sobre un intervalo de 30°C.

Todas las enzimas presentes están en formas activas e inactivas:

$$E_a + E_i = E_o$$

que, con la ecuación (II.7.2) da:

$$E_a = E_o / (1 + K_d) \quad (II.7.3)$$

De acuerdo a la teoría de los estados de transición, las velocidades de reacción para grandes concentraciones de sustrato, se pueden escribir así:

$$V_{max} = E_a k(T) \quad (II.7.4)$$

$$k(T) = \kappa (k_B T/h) * \exp(-S/R) * \exp(-E/RT) \quad (II.7.5)$$

donde:

k_B = Constante de Boltzman

h = Constante de Planck

κ = Constante de proporcionalidad

Combinando las ecuaciones (II.7.2) y (II.7.3) con la (II.7.5) se obtiene:

$$V_{max} = \beta T * \exp(-E/RT) / [1 + \exp(-S_d/R) * \exp(-H_d/RT)] \quad (II.7.6)$$

donde:

β = Factor de proporcionalidad que incluye a κ , k_B , h , E_o y $\exp(-S/R)$.

La ecuación (II.7.6) es una relación que representa el comportamiento que se muestra en la figura II.2. La curva dibujada a través de los puntos se calculó con esta ecuación, después de estimar los parámetros β , E , S_d y H_d , experimentalmente.

La pendiente a valores grandes de $1/T$ es aproximadamente $-E/R$ (el error es igual a T , en K), que no es significativo.

La curva de la otra línea recta obtenida a mayores temperaturas es aproximadamente igual a $(H_d - E)/R$.

S_d debe ser estimada después de notar que, a la T_{max} donde $\log V_{max}$ se maximiza, se tiene:

$$K_d(T_{max}) = E + RT_{max} / (H_d - E - RT_{max}) \quad (II.7.7)$$

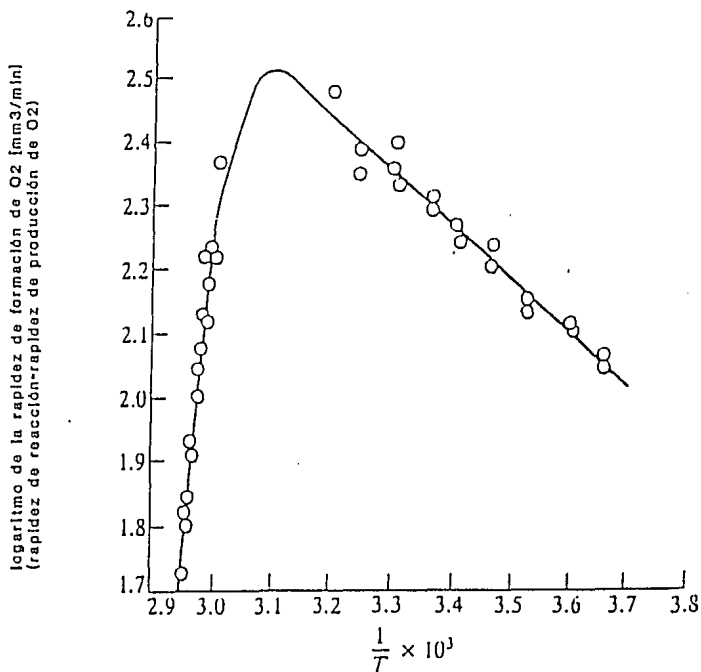
Una vez que se conoce T_{max} a partir de las mediciones y E y H_d se han estimado también, se puede evaluar el lado derecho de la ecuación (II.7.7).

Algunos ajustes iterativos podrían ser necesarios para refinar las estimaciones iniciales y obtener un buen ajuste de los datos T - V_{max} . En particular, los datos pueden ser muy sensibles al valor de T_{max} . Claro que otros parámetros en la expresión de rapidez de reacción, tales como la constante de Michaelis y Menten y una constante de inhibición son también funciones de la temperatura.

Si estos parámetros se interpretan como constantes de equilibrio, como es el caso más frecuente, se esperará una dependencia de la temperatura de la forma de la ecuación (II.6.2), dando una línea recta de $\ln k$ versus $1/T$, donde puede evaluarse el parámetro de la energía libre estándar.

En algunos casos, los datos graficados en estas coordenadas no dan una línea recta. Tales complicaciones se pueden deber a una sobresimplificación de la interpretación de K_m o K_i o a la secuencia de la propia reacción catalítica. Esto significa que, si los parámetros cinéticos determinados a diferentes temperaturas no caen en una línea recta en una gráfica de Arrhenius, puede presuponerse que el modelo no está completo o las suposiciones y sobresimplificaciones no son las adecuadas.

Con estos principios en mente se procederá, a continuación, a presentar la parte experimental de este trabajo en el cual, como ya se dijo, se estudiará el efecto de la temperatura sobre la rapidez de depuración de aguas residuales de la industria de destilación de mostos obtenidos del jugo concentrado de la caña de azúcar.



E = 3.6 kcal/mol, H_d = 66.6 kcal/mol
S_d = 168 kcal/mol K, = 268 mm³/min

Fig. 11.2 Producción de oxígeno (rapidez de reacción) en un intervalo de temperaturas para el crecimiento microbiano (Bekris, 1992)

CAPÍTULO III

MATERIALES Y MÉTODOS

III.1 EXPERIMENTACIÓN PREVIA

El objetivo de esta etapa de experimentación es diseñar, construir, arrancar y operar un reactor biológico rotatorio a escala de laboratorio con vinazas diluidas a la concentración esperada en planta después del tratamiento anaerobio. Es claro que ésta es una primera aproximación ya que no es igual un agua residual pretratada anaerobicamente que una dilución del agua residual original con agua de la llave que, aunque teóricamente tenga la misma concentración de material medida como demanda bioquímica o química de oxígeno, en realidad su biodegradabilidad (o sea la relación de estas variables) es diferente.

Las aguas residuales a tratar fueron suministradas por un ingenio azucarero, ubicado en Tambaca, S.L.P. Estas aguas residuales han sido previamente estudiadas a nivel de planta piloto y los resultados obtenidos con ellas presentados en los trabajos publicados por Castro y Villegas (1989), Zámamo (1991) y Olvera y col. (1993). Para este trabajo fueron enviadas desde el ingenio y almacenadas en un cuarto frío a 4°C y, al momento de ser usadas para alimentar el reactor de biodiscos, fueron diluidas convenientemente con agua de la llave hasta alcanzar un contenido de materia orgánica disuelta de 2,000 mg/L, medidos como demanda química de oxígeno y de 638 mg/L, medidos como demanda bioquímica de oxígeno. Las vinazas del ingenio tenían aproximadamente 80,000 mg/L como DQO, por lo que su dilución era de aproximadamente 40 veces.

III.2 DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DEL RBR

Al igual que toda la ingeniería química, el diseño de sistemas de tratamiento de aguas residuales se basa en criterios que han surgido de la práctica y de la experimentación. Las ecuaciones existentes son empíricas y desarrolladas a través del análisis de datos experimentales.

En particular, para el diseño de los reactores biológicos rotatorios, existen algunos criterios de diseño los cuales no están dados en forma definitiva por tratarse de un proceso relativamente poco estudiado en donde los fenómenos de la microbiología y de la bioquímica no han sido aplicados a profundidad. Los modelos matemáticos que han sido desarrollados para definir las relaciones entre las variables dependientes e independientes que intervienen en este proceso todavía están en fase de prueba a una escala 10 veces mayor, esto es, de 15 a 50 litros, de 50 a 250 litros y de 250 a 3000 litros (Durán, 1983; Escárcega y Pulido, 1986; López-Martínez, 1992).

En este trabajo se tomó como base, para el diseño del RBR experimental, un volumen de trabajo de 20 litros. Se construyeron 10 cámaras conectadas en serie. De acuerdo con los cálculos realizados, en función del área requerida para el volumen de agua seleccionado, se determinó que con dos discos de 0.3 m de diámetro en cada una de las diez cámaras conectadas en serie, se obtendría una relación de $141 \text{ m}^2/\text{m}^3$, la cual es cercana a la recomendada en la literatura (Escárcega y Pulido, 1986), de acuerdo a la tabla III. I.

Una vez conocidas las características básicas del diseño, se eligió el material para su construcción, tomando en cuenta para ello, su reactividad con las vinazas y los microorganismos, su disponibilidad y manejo. El material elegido para la construcción de los discos, las mamparas de separación y del sedimentador secundario fue el acrílico. Para facilitar la formación de la biopelícula sobre los discos y evitar su desprendimiento prematuro, se recomienda que estos presenten una superficie rugosa, por lo cual se realizó un raspado en ambos lados (Escárcega y Pulido, 1986).

Tabla III.1 Sumario de las dimensiones del reactor biológico rotatorio (RBR) experimental

Parámetro	valor
Número de etapas	10
Número de discos por etapa	2
Diámetro de los discos, cm	30
Espesor de los discos, cm	0.3
Área superficial de los discos por etapa, m^2	0.2827
Volumen de agua por etapa, m^3	0.002
Relación área/volumen, m^2/m^3	141.4
Porcentaje sumergido	40
Velocidad de rotación de discos, rpm	38

Para la construcción de la base del RBR o recipiente del líquido por tratar, el material seleccionado fue lámina galvanizada recubierta con pintura anticorrosiva. Como parte importante del diseño, se estableció que la base tendría forma semicilíndrica, con objeto de evitar al máximo la generación de zonas de mezclado deficiente y consecuente anaerobiosis.

Con el fin de mantener la temperatura a la cual se llevaron a cabo los períodos experimentales, se diseñó un sistema de resistencias controlado por medio de un regulador, el cual fue colocado a lo largo de la tina del reactor, para mantener el líquido en el interior del reactor a la temperatura deseada.

Para evitar el retromezclado entre cámaras y favorecer el tratamiento secuencial del líquido suministrado, se le dio al RBR una inclinación de 1.5° , aproximadamente (Durán-de-Bazúa y Hartman, 1981).

III.2.1 Partes y especificaciones del reactor

El RBR se construyó en forma de un cilindro hueco horizontal, siendo el recipiente que contiene al líquido residual y los aglomerados microbianos generados durante el proceso de biodegradación. La base se subdividió en diez compartimientos de igual tamaño, separados por mamparas de acrílico. Las cámaras se intercomunican mediante un par de ranuras laterales localizadas en la parte superior extrema de cada mampara. Estas ranuras permiten el paso del líquido hacia la siguiente cámara cuando éste ha llegado al nivel máximo de capacidad.

Cada cámara tiene un volumen aproximado de dos litros. Los discos están sujetos a un sólo eje de acero inoxidable, el cual es movido a partir de un juego de poleas con una velocidad 38 rpm, con el 40% de su área total sumergida en el agua.

Una vez que el líquido en tratamiento ha pasado por las diez cámaras es colectado en un sedimentador secundario de 20 litros de capacidad construido en acrílico.

III.2.2 Arranque y operación del RBR

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

Para acortar el tiempo requerido para la formación de la biopelícula activa, en su fase estable o de meseta, se aceleraron en lo posible las fases previas de inducción y acumulación, con lo cual se redujo el tiempo empleado, de 90 a 30 días. Para acelerar las fases previas de inducción se inocularon las diez cámaras cada tercer día, con microorganismo activos provenientes de otro reactor de biodiscos manteniéndose el reactor en flujo cerrado y suministrándose sólo el fluido necesario para reponer el volumen evaporado.

Se incorporó, en todas las cámaras del reactor, líquido residual (vinazas diluidas) que, como ya se mencionó, tenía una concentración de materia orgánica constante (2000 mg/L, medida como DQO). La alimentación se realizó con una bomba peristáltica marca Masterflex para tener un flujo constante de 13.88 mL/min, dando un tiempo de residencia hidráulico de 24 horas que permitía recuperar el fluido perdido por evaporación al ambiente durante el lapso de adaptación.

Se mantuvo la rotación de los discos a 18 rpm durante una semana, con la finalidad de facilitar la adsorción de los compuestos orgánicos y la adhesión de los microorganismos al soporte.

Después de haberse formado la biopelícula, se incrementó la velocidad rotacional a 38 rpm, ya que estudios previos revelaron que la rapidez de remoción del sustrato en el RBR, es generalmente controlada por la transferencia de oxígeno y, al incrementar la velocidad rotacional de los discos, aumenta la eficiencia en la transferencia de oxígeno, produciéndose un incremento en la velocidad de utilización del sustrato.

Las condiciones límite de transferencia de oxígeno pueden detectarse o al menos sospecharse cuando por un incremento de la velocidad rotacional, se logra una mejor remoción de sustrato. Un incremento en la velocidad rotacional también proporciona un mejor mezclado, el cual mantiene un régimen de reactores perfectamente mezclados conectados en serie que tiende a considerar al RBR como un reactor de flujo pistón.

La rapidez en la renovación de la película líquida aumenta con un incremento en la velocidad rotacional de los discos, al eliminarse por esfuerzos cortantes las células adheridas a la parte externa del disco. Esta película, como ya se dijo, influye en la transferencia de oxígeno y en la rapidez de la desaparición del material orgánico. Sin embargo, si la velocidad de rotación es excesiva puede desprender casi en su totalidad a la biopelícula de organismos depuradores haciendo además que el sistema consuma mayor energía y resulte menos operativo. Sobre esta base estuvo la selección de la velocidad rotacional de 38 rpm.

Se inocularon las diez cámaras, al inicio de la operación y de manera periódica, con microorganismos obtenidos de otro reactor de biodiscos que trataba nejayote (agua residual de los molinos de nixtamal, que es el maíz cocido con cal).

Durante este periodo (una semana), como ya se mencionó, solamente se suministró de manera intermitente el fluido necesario para compensar el volumen evaporado, tratando de evitar así, un cambio brusco del sistema. Lo anterior favorece la aclimatación más rápida, aunque paulatina, de los microorganismos "sembrados" y, consecuentemente, su crecimiento y reproducción dentro del sistema. Para aclimatar a los microorganismos al nuevo ambiente, se alimentó al principio con 90% de nejayote y 10% de vinazas, después 80% y 20% y, así sucesivamente, hasta tener el 100% de vinazas y las biocomunidades adaptadas a este nuevo "medio de cultivo".

Una vez lograda la inducción de la película, se suministró al RBR, el líquido residual en forma continua, mediante la misma bomba peristáltica Masterflex, aumentando gradualmente el gasto volumétrico hasta llegar a 20 L/día en las siguientes dos semanas. El líquido sirve como fuente de alimento permanente para los microorganismos establecidos, tanto en la superficie de los discos, como en el líquido contenido de las cámaras (conocido en la "jerga sanitaria" como licor mezclado ya que tiene no solamente la fase líquida sino los microorganismos desprendidos por el esfuerzo cortante de la superficie de líquido sobre la superficie externa de los discos). Lo anterior promueve que se incremente no sólo el área y se mantenga el grosor de la biopelícula activa, sino también que se aumente el número y tamaño de los flocos suspendidos (grumos microbianos) facilitando su posterior sedimentación y separación del licor mezclado.

III.2.3 Establecimiento de las condiciones de operación del RBR

Para establecer las condiciones de operación del RBR, que garantizaran la biodegradación aerobia de la solución de las vinazas, se hicieron una serie de experimentos previos, relacionados con la velocidad rotacional de los discos y la concentración máxima del influente, en términos no solamente de concentración de materia orgánica disuelta sino de flujo volumétrico (tiempo de residencia hidráulico). Un requisito indispensable para iniciar dichos experimentos era lograr la estabilización del sistema de tratamiento.

Para evaluar el comportamiento fisicoquímico y detectar la estabilidad depurativa del RBR, fue necesario registrar rutinariamente las características de las muestras provenientes de las cámaras del RBR, la temperatura y el pH con un multímetro Poly-Prum modelo PA-22 y el oxígeno disuelto con un medidor Orion modelo 720A. Se realizaron análisis del contenido de material disuelto medido como DQO (APHA, 1981). La metodología se basa en el empleo de un fuerte oxidante químico en medio ácido a 150°C durante 2 horas y para su realización se utilizó un digestor de la marca Behr (RFA). La técnica y el equipo utilizado se describen en el apéndice A.

III.3 ESTABILIZACIÓN DEL RBR

Para considerar que el reactor había alcanzado la fase de estabilización o régimen de equilibrio dinámico (pseudostable), después de obtener la fase meseta en la biopelícula activa, se aceptaron las siguientes premisas (Luna-Pabello, 1990):

- Considerar de manera subjetiva que la biopelícula adherida a los discos se encontraba distribuida homogéneamente y que tenía un grosor o espesor constante y que, además, presentaba una ligera resistencia al desprendimiento por contacto.
- Que, al realizar análisis periódicos de concentración de materia orgánica disuelta mediante la prueba de DQO al licor mezclado de todas las cámaras, éste tuviera un valor relativamente constante (con variaciones de no más de un 10%). La aplicación sistemática y consuetudinaria de esta prueba permite conocer, además, el porcentaje de remoción logrado en las aguas residuales después de un determinado tiempo de permanencia dentro del sistema de tratamiento. Era importante mantener constante la concentración del influente suministrado al sistema, ya que esto permitía garantizar que las cámaras del RBR recibieran permanentemente y de manera secuencial la misma concentración de sustrato. Para verificar que este parámetro no presentara variaciones considerables, se hacía cada tercer día el análisis de DQO de muestras centrifugadas, tanto del tanque de alimentación como de cámaras intercaladas del reactor (cámaras 1, 3, 5, 7, y 10). Cuando los valores obtenidos, después de aplicarlos en tres ocasiones continuas, eran similares (como se dijo arriba, con menos del 10% de variación), se tomaban muestras de todas las cámaras, determinando su

DQO soluble y si no se encontraba variación considerable después de tres análisis consecutivos, se consideraba que el sistema había alcanzado la estabilidad esperada.

III.3.1 Análisis fisicoquímicos del agua a tratar

De los diversos parámetros existentes para evaluar la calidad del agua, se seleccionaron tanto aquellos que se consideraron fundamentales para ponderar el funcionamiento del sistema, como la demanda química y bioquímica del sistema (DQO y DBO respectivamente), como los sólidos totales y disueltos, el nitrógeno Kjeldahl, así como los útiles desde el punto de vista biológico, como el pH y el oxígeno disuelto, que permiten conocer la tolerabilidad del medio acuoso para la actividad microbiana. Para verificar que la temperatura a la que se realizaba cada experimento fuera acorde con la seleccionada, se efectuaron registros diarios tanto de la temperatura ambiente como de la del líquido contenido en el recipiente de alimentación así como en cada una de las cámaras del reactor.

Registros de temperatura, pH y oxígeno disuelto

Se hicieron los registros diarios de temperatura, como ya se mencionó, con un multímetro Orion modelo 720A, de acuerdo con el manual de operación.

Demanda química de oxígeno (DQO)

Este parámetro se define como: "una medida del equivalente de oxígeno de la fracción orgánica que es susceptible a la oxidación por permanganato o dicromato en una solución ácida". Este análisis se realizó con una frecuencia de tres veces por semana, previa toma y centrifugación de las muestras. La metodología seguida fue la aprobada por la APHA (1981). La técnica y el equipo utilizados se describen de manera más amplia en el anexo A.

Sólidos

La definición usual de sólidos se refiere a la materia remanente después de que una solución acuosa ha sido sometida a evaporación y secado. Se efectuaron una vez a la semana (apéndice C). Se conocen, en la literatura relacionada al tratamiento de aguas residuales tres tipos de categorías de sólidos que son: sólidos totales que están determinados por la suma de sólidos suspendidos y los sólidos disueltos.

En la categoría más amplia, que es la de sólidos totales, debe comprenderse a la cantidad de sustancias disueltas (principalmente sales) y suspendidas (tierra, biomasa, material coloidal, sales insolubles, etc.) que se encuentren en una muestra de agua residual.

Por otra parte, cuando una muestra ha sido filtrada, el material retenido en el medio filtrante puede dividirse en dos partes. La primera, conocida como sólidos suspendidos volátiles está compuesta por el material que se va a volatilizar al colocar los sólidos filtrados en una mufla a más de 550°C y estará constituida principalmente por sustancias de origen orgánico,

como son las células, polímeros extracelulares, fracciones de material orgánico cristalino insoluble, etc.

La segunda fracción es llamada sólidos suspendidos fijos y es el material que queda remanente después de haber colocado los sólidos filtrados en la mufla a la temperatura indicada líneas arriba. Estos sólidos son fundamentalmente sales inorgánicas insolubles (o no disueltas por saturación).

En la porción líquida de la muestra filtrada se encuentran sólidos disueltos que también se dividen en fijos y volátiles, los primeros representan fundamentalmente las sales inorgánicas solubles y los segundos algunas sustancias orgánicas cristalinas solubles en la muestra.

Nitrógeno Kjeldahl

Es la determinación de la cantidad total de nitrógeno orgánico contenido en una muestra, sin diferenciar el tipo de compuesto al que pertenece. El nitrógeno, esencial para el crecimiento de los microorganismos, constituye con el fósforo dos de los nutrientes de mayor importancia. Por ello, se le encuentra en la masa celular y una de las formas indirectas para determinar el contenido de microorganismos presentes en los sólidos de la biopelícula es midiendo su contenido de nitrógeno Kjeldahl por unidad de masa de sólidos adheridos a los discos. Se hicieron una vez por semana y por cada disco. Se hizo esta prueba a la biomasa microbiana adherida a una área de 1 cm^2 de una cara de cada disco. Se secó en una estufa marca Precision Scientific modelo 16EG (apéndice D).

Temperatura

Es un parámetro físico muy importante por su efecto en los microorganismos. Promueve la actividad microbiana sobre la materia orgánica presente y ocasiona la disminución del contenido de oxígeno disuelto en el licor mezclado, por lo que es necesario su correcto equilibrio entre estos dos compromisos.

Oxígeno disuelto

Este parámetro representa la concentración del oxígeno molecular disuelto en el seno de un cuerpo de agua y es la base para distinguir entre un sistema biológico aerobio y un sistema anaerobio. Si la concentración de oxígeno disuelto en el seno del agua residual en proceso de tratamiento es mayor o igual a 2 mg/L , se dice que el sistema es aerobio. Por el contrario, si la concentración es menor a este valor, el sistema opera en condiciones microaerofílicas y/o anaerobias.

pH

Es un término empleado internacionalmente para medir la intensidad de la condición ácida o alcalina de una solución. Es una forma de expresar la concentración de iones hidrógeno, o bien, es una expresión de la actividad de los iones hidrógeno. Sin embargo, para el estudio

de los microorganismos es uno de los factores más importantes, debido a que si se encuentran en un medio fuertemente ácido o básico, su desarrollo no es satisfactorio.

III.3.2 Análisis bioquímicos del agua a tratar

Demanda bioquímica de oxígeno última o total (DBOu)

Este parámetro da una estimación de la cantidad de oxígeno requerido por una población microbiana heterogénea para oxidar y estabilizar a través de sus metabolismos la materia orgánica biodegradable presente en el agua residual. Usualmente este parámetro se determina con tiempos de incubación de 5 días (DBO_5) a 20°C o bien, incubando durante un tiempo no previamente definido, que concluye al alcanzarse la estabilización de la demanda de oxígeno y se le llama DBO última. En este caso fue aproximadamente de 21 días para la muestra de mayor concentración de material biodegradable disuelto presente en ellas.

Esta prueba consiste en estimar la cantidad de oxígeno requerido, consecuencia de la actividad metabólica de los microorganismos inoculados. A partir de dicho metabolismo, los microorganismos efectúan la transformación de sustrato (material orgánico disuelto utilizable), en energía metabólicamente disponible y nuevos organismos. El equipo utilizado es un respirómetro Voith (RFA), modelo Saproimat B-6, el cual se apega a los requerimientos establecidos por APHA (1981).

El procedimiento de su uso y una descripción más detallada del equipo se encuentra en el anexo B.

La evaluación de DBOu se efectuó una vez alcanzado el régimen pseudopermanente y se aplicó únicamente a seis cámaras, debido a las limitaciones del modelo empleado.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En este capítulo se presentan los valores promedio obtenidos de la evaluación fisicoquímica y bioquímica del líquido contenido en el tanque de alimentación, así como de cada una de las cámaras del RBR, durante la fase de régimen permanente a 283, 293 y 303°K (10, 20 y 30°C, respectivamente).

También se dan los valores calculados de acuerdo a las mediciones realizadas de la carga orgánica y de los resultados que arroja la introducción de un modelo tipo Arrhenius sobre la degradación de materia orgánica en el reactor de biodiscos y se discute su posible utilidad.

IV.1 REGISTROS FISICOQUÍMICOS Y BIOQUÍMICOS A DIFERENTES TEMPERATURAS

En las figuras IV-1 a la IV-6 se presentan los datos obtenidos en estos experimentos en forma gráfica.

En la tabla IV-1 se presentan los valores promedio correspondientes a la temperatura de experimentación de 283K para la evaluación fisicoquímica y bioquímica del líquido de alimentación, así como de las diez cámaras del RBR.

Como puede observarse, el pH de la alimentación es ácido (5.56) pero ya en la cámara 2 el líquido en tratamiento adquiere un valor de pH cercano al neutro (7.54). Esto es debido a los propios sistemas microbianos que, en la primera cámara, de manera muy activa, producen un amortiguamiento del valor de pH mediante la generación de CO₂. De las cámaras 3 a la 10, el valor de pH se torna ligeramente básico (7.94-8.49), como ocurre en todos los sistemas biológicos aerobios. A lo largo del reactor, al disminuir el consumo de oxígeno por los sistemas metabólicos de los ecosistemas, aumenta el oxígeno disuelto alcanzando la saturación en la cámara 7 (8.32 mg/L). Los valores promedio de DQO y DBO, disminuyen gradualmente, notándose que ambos parámetros no presentan grandes variaciones a partir de la cámara 5.

Cuando se realizó el segundo experimento (293K), se tuvo un lapso de cuatro semanas para alcanzar el régimen permanente, pues el aumento de la temperatura no fue gradual sino repentino lo que ocasionó que la biopelícula adherida a los discos se desprendiera al modificarse las condiciones ambientales de manera drástica.

Tabla IV-1. Valores promedio de los parámetros fisicoquímicos del RBR en la etapa de experimentación a 283K

Cámara	pH unidades	OD mg/L	DQO mg/L	DBOu mg/L	Sólidos mg/L	Nitrógeno mgNK/100mgB
A	5.560	0.063	2000	638	2374	-
1	6.570	0.129	1800	418	2135	7.29
2	7.540	1.465	1600	-	2208	5.66
3	7.940	3.064	1500	368	1657	5.66
4	7.970	4.918	1200	-	1663	5.04
5	8.220	6.176	1000	176	1573	5.13
6	8.280	6.219	900	-	1483	5.07
7	8.320	6.219	600	116	1381	5.17
8	8.370	6.676	400	-	1371	5.22
9	8.460	6.967	400	-	1384	5.53
10	8.490	6.191	400	-	1453	4.97
E	8.520	7.216	400	82	1486	-

Nota: Sólidos totales (disueltos + suspendidos)

Ya alcanzado el régimen estable nuevamente, se procedió a evaluar los mismos parámetros que a 283K y los resultados promedio se muestran en la tabla IV-2. Los valores de pH, DQO, nitrógeno y sólidos son muy parecidos a los obtenidos a 283K. Sin embargo, en el caso de la DBOu se aprecia de manera más clara, la mayor remoción de contaminantes a esta temperatura. Con respecto al oxígeno disuelto, como era de esperarse, al aumentar la temperatura, éste disminuye de manera drástica, puesto que se consume más oxígeno al aumentarse el metabolismo microbiano.

La experimentación a 303K se llevó a cabo tras una serie de contratiempos originados por el trabajo ininterrumpido a través de 8 meses de usar el equipo sin el mantenimiento adecuado. Finalmente, se logró que el sistema funcionara adecuadamente, tras un programa de mantenimiento intensivo.

En la tabla IV-3 puede observarse que, en esta última fase, hubo una mayor remoción de contaminantes disueltos, medidos tanto como DQO como DBO.

En la tabla IV-4 se da un resumen de los porcentajes de remoción de contaminantes, medidos como DQO y DBOu para cada una de las temperaturas de experimentación (en la figuras IV-7 y IV-8 se presentan estos datos en forma gráfica).

Tabla IV-2. Valores promedio de los factores fisicoquímicos del RBR en la etapa de experimentación a 293K

Cámara	pH unidades	OD mg/L	DQO mg/L	DBOu mg/L	Sólidos mg/L	Nitrógeno mgNK/100mgB
A	5.610	0.063	2000	636	2834	-
1	6.910	0.129	1790	450	1839	5.12
2	7.210	0.056	1570	-	1824	5.47
3	7.340	0.129	1330	134	1867	5.12
4	7.450	0.971	930	-	1886	6.25
5	7.980	0.987	800	117	1806	6.92
6	8.210	1.367	600	-	1890	7.19
7	8.230	2.276	400	79	1912	7.23
8	6.340	3.064	400	-	2019	7.18
9	8.490	3.825	400	-	2115	5.68
10	8.490	4.206	400	-	2157	5.12
E	8.520	4.217	400	54	2089	-

Nota: Sólidos totales (disueltos + suspendidos)

Tabla IV-3. Valores promedio de los factores fisicoquímicos del RBR en la etapa de experimentación a 303K

Cámara	pH unidades	OD mg/L	DQO mg/L	DBOu mg/L	Sólidos mg/L	Nitrógeno mgNK/100mgB
A	5.249	0.049	2000	638	2434	-
1	6.895	0.019	1600	401	1839	5.18
2	7.128	0.016	1400	-	1824	4.30
3	7.248	0.016	1200	273	1867	3.29
4	7.416	0.111	930	-	1886	7.06
5	7.880	0.661	560	98	1806	7.45
6	8.004	0.974	560	-	1890	5.20
7	8.108	1.093	220	53	1912	4.90
8	6.204	1.184	220	-	2019	4.69
9	8.287	1.236	220	-	2115	4.40
10	8.397	2.287	220	-	2157	-
E	8.500	4.243	220	31	2089	-

Nota: Sólidos totales (disueltos + suspendidos)

Tabla IV-4. Porcentaje de remoción de contaminantes medidos como DQO y DBOu para las diferentes temperaturas de experimentación

Cámara	Porcentaje remoción de DQO a 283K	Porcentaje remoción de DBO a 283K	Porcentaje remoción de DQO a 293K	Porcentaje remoción de DBO a 293K	Porcentaje remoción de DQO a 303K	Porcentaje remoción de DBO a 303K
A	0	0	0	0	0	0
1	10.0	34.4	10.9	37.1	19.5	44.2
2	19.9	-	23.0	-	30.5	-
3	23.3	42.3	30.5	50.1	48.6	65.0
4	30.2	-	40.1	-	56.2	-
5	40.2	58.1	56.2	81.6	72.0	86.6
6	50.4	-	60.2	-	75.5	-
7	60.0	70.6	69.5	87.6	88.5	91.6
8	70.2	-	80	-	89.4	-
9	79.5	-	80	-	89.4	-
10	80	-	80	-	80.0	-
E	80	87.1	80	91.5	89.6	95.1

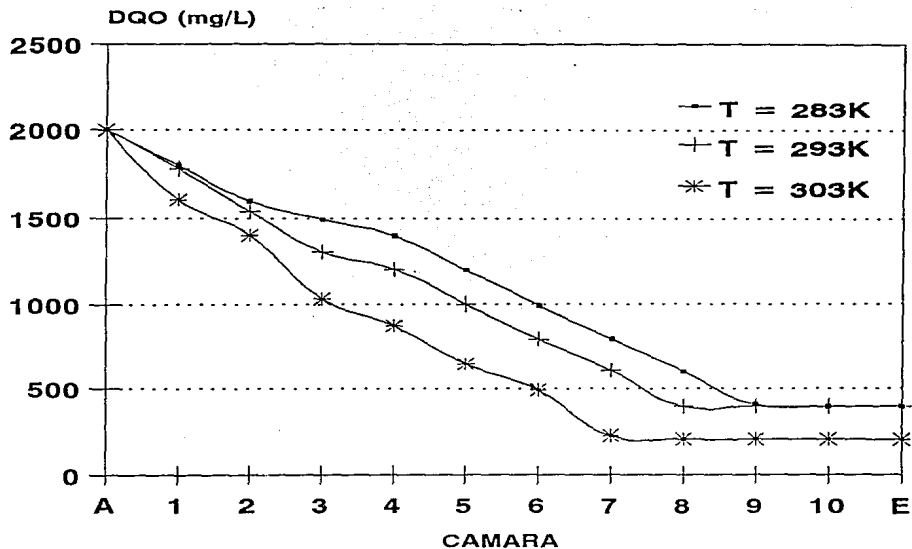


Fig. IV.1 Perfiles de remoción de materia orgánica disuelta medida como DQO en un reactor de biodiscos de 20 L a 10, 20 y 30 °C. $S_o=2000$ mg/L, 638 mg de DBOu/L; TRH=1 día; $w=38$ rpm; $a:V=141$ m²/m³; 10 cámaras; 20 discos.

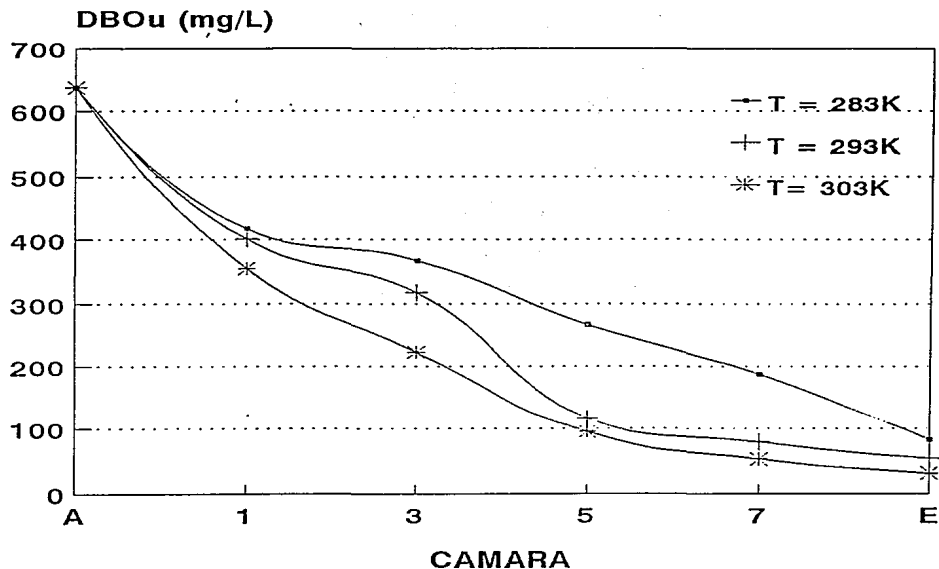


Fig. IV.2 Perfiles de remoción de materia orgánica disuelta medida como DBOu en un reactor de biodiscos de 20 L a 283, 2930 y 303K. $S_o=2000$ mg/L; 638 mg de DBOu/L; TRH=1día; $w=38$ rpm; $a:V=141$ m² m ; 10 cámaras, 20 discos.

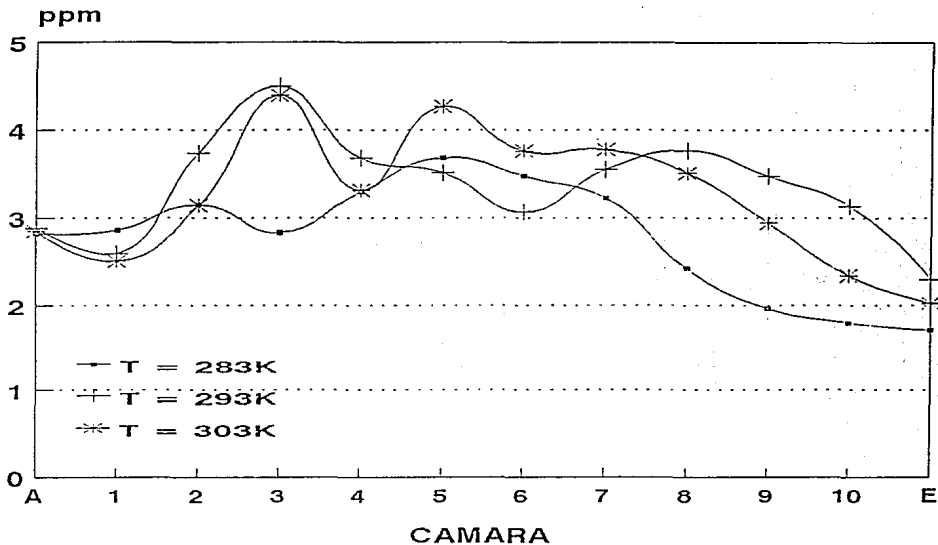


Fig.IV.3 Comportamiento de sólidos totales en el licor mezclado en un reactor de biodiscos (RBR) a 283, 293 y 303K

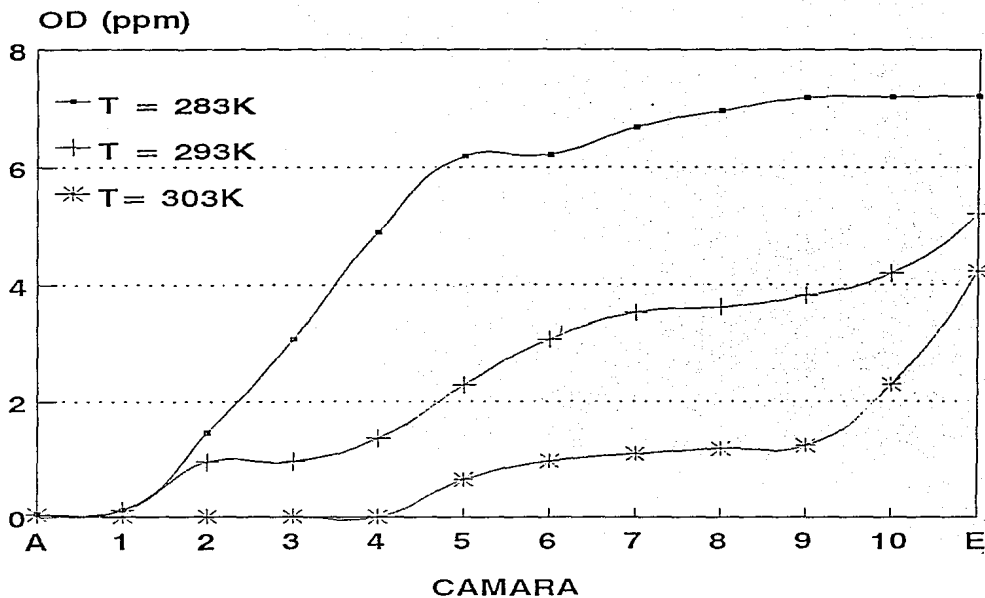


Fig. IV.4 Comportamiento del oxígeno disuelto en el licor mezclado en un reactor de biodiscos (RBR) de 20 L a 283,293 y 303K

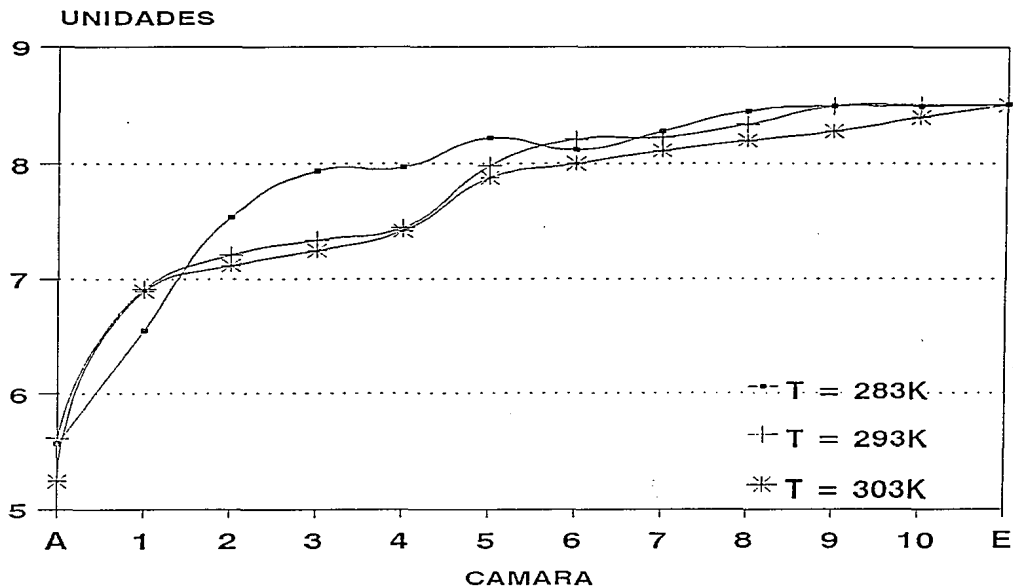


Fig. IV.5 Comportamiento del pH del licor mezclado en un reactor de biodiscos (RBR) a 283, 293 y 303K

mg NK/100 mg B

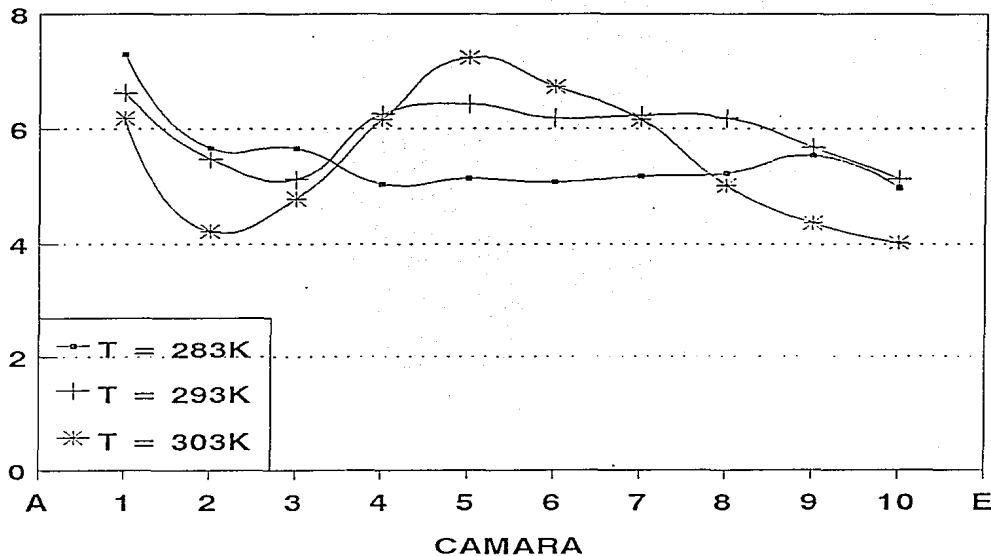


Fig. IV.6 Comportamiento de nitrógeno en la biomasa adherida a los discos en una área de 10.5 cm² en un reactor de biodiscos a 283, 293 y 303K

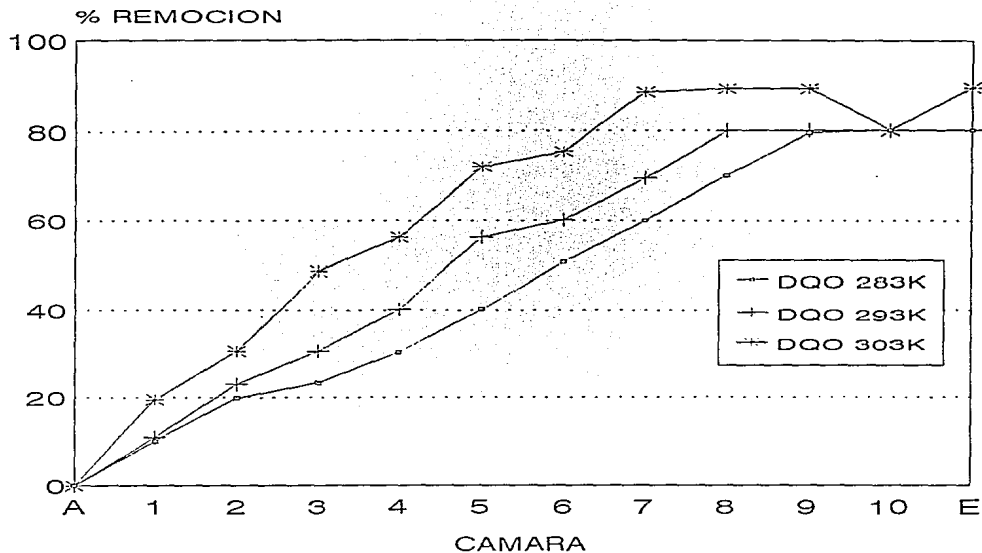


Fig. IV.7 % REMOCION DEL VALOR DE DQO A 283, 293 y 303K

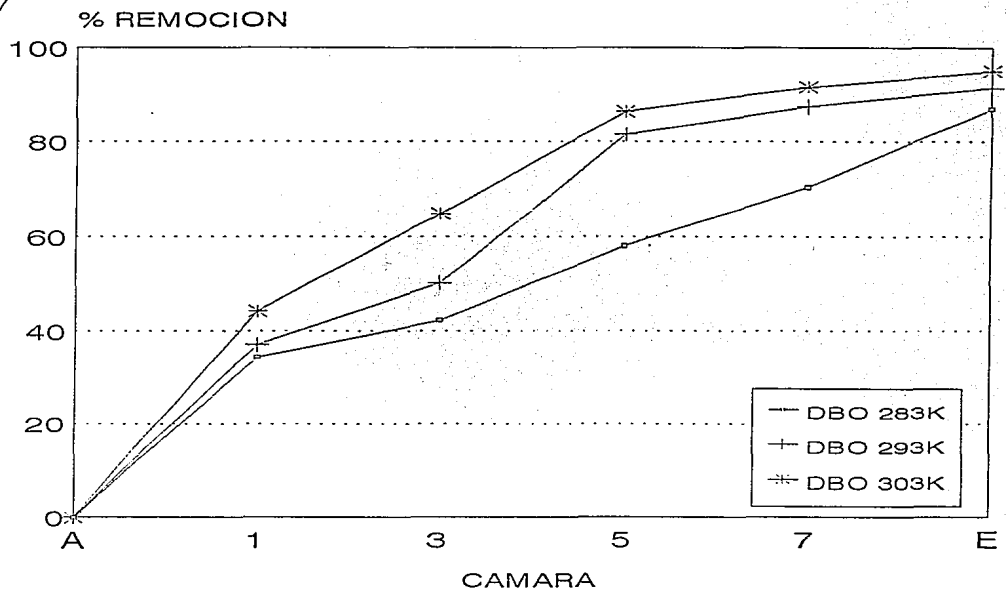


Fig. IV.8 Remoción del valor DBO a 283, 293 y 303K

IV.2 APLICACIÓN DEL MODELO DE ARRHENIUS A LOS VALORES OBTENIDOS A DISTINTAS TEMPERATURAS

Para aplicar el modelo de Arrhenius a este sistema fue necesario hacer ciertas suposiciones con objeto de minimizar el número de variables, ya que se tienen muchos parámetros difíciles de determinar experimentalmente.

Las suposiciones hechas en este trabajo para aplicar esta modelación fueron las siguientes:

1. La biomasa adherida a la superficie de los discos fue la que se consideró activa. La actividad depuradora de la biomasa desprendida y que se encuentra en el licor mezclado fue considerada despreciable en esta primera aproximación.
2. La concentración de la biomasa adherida a los discos se considera constante a lo largo de la fase pseudoestable, ya que se supone que la rapidez de crecimiento es igual a la de desprendimiento por el esfuerzo de corte de la superficie del agua sobre la película adherida.
3. La rapidez de crecimiento de la biomasa es igual a la rapidez de descomposición del sustrato, medido como DQO o como DBOu y al consumo de oxígeno (medido también como un sustrato):

$$\begin{aligned} \text{rapidez de consumo de oxígeno} &= \text{rapidez de crecimiento de biomasa} \\ &= \text{rapidez de consumo de sustrato} \end{aligned}$$

4. La cinética aplicable al sistema fue la de Monod:

$$[DQO] \ll K_M : \quad \text{Primer orden:}$$

$$r_B = k \frac{[DQO] [B]}{[DQO] + K_M} \quad (1)$$

donde r_B es la masa celular producida por unidad de volumen por unidad de tiempo, $[DQO]$ es la concentración de sustrato medido como demanda química de oxígeno (o como DBOu), $[B]$ es la concentración de la biomasa, k es la constante de rapidez de reacción y K_M es la constante de Monod.

Linearizando la ecuación (1) al obtener las inversas, queda:

$$\frac{1}{r_B} = \frac{[DQO] + K_M}{k [DQO] [B]} = \frac{1}{k [B]} + \frac{K_M}{k [DQO] [B]} \quad (1)$$

$$\frac{1}{r_B} = \frac{1}{k'} + \frac{K'm}{[DQO]} \quad (2)$$

donde

$$k' = k [B]$$

$$K'm = K_M/k [B]$$

Substituyendo esta información en los datos obtenidos para este trabajo se obtienen las tablas IV-5 a IV-10 para las tres temperaturas en estudio (figuras IV-9 a IV-14).

Tabla IV-5. Datos linearizados correspondientes a la temperatura experimental de 283K, para los valores de la demanda química de oxígeno (DQO)

Etapa	DQO mg/L	1/DQO L/mg	Gradiente de DQO, mg/L	$r_B = \Delta DQO / 2.4h$, mg/L h	$1/r_B$ L h/mg
A	2000	5.000E-4	-	-	-
1	1800	5.555E-4	200	83.33	0.012
2	1602	6.242E-4	198	82.50	0.012
3	1493	6.697E-4	109	45.41	0.022
4	1396	7.163E-4	97	40.41	0.024
5	1195	8.368E-4	201	83.75	0.119
6	991	10.090E-4	204	85.00	0.117
7	800	12.500E-4	191	79.58	0.125
8	596	16.778E-4	204	85.00	0.117
9	410	24.390E-4	186	77.50	0.129
10	400	25.000E-4	10	4.16	0.240
E	400	25.000E-4	-	-	-

VALORES DE DQO A 283K

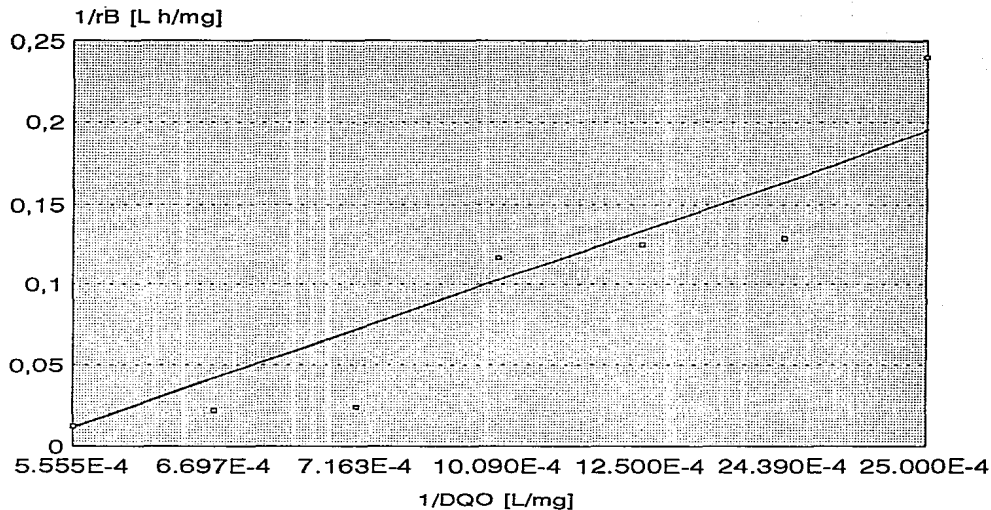


Fig. IV.9 Linearización de la ecuación $1/rB = 1/k[B] + KM/k[B](1/DQO)$

Tabla IV-6. Datos linearizados correspondientes a la temperatura experimental de 283K, para los valores de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO)

Etapa	DBO mg/L	1/DBO L/mg	Gradiente de DBO, mg/L	$r_B = \Delta DBO / 2.4h$, mg/L h	1/ r_B L h/mg
A	638	1.560E-3	-	-	-
1	418	2.392E-3	220	91.66	0.0109
3	368	2.717E-3	50	20.83	0.0480
5	267	3.745E-3	101	42.08	0.0237
7	187	5.347E-3	80	33.33	0.0300
E	82	12.195E-3	104	43.75	0.0338

Tabla IV-7. Datos linearizados correspondientes a la temperatura experimental de 293K, para los valores de la demanda química de oxígeno (DQO)

Etapa	DQO mg/L	1/DQO L/mg	Gradiente de DQO, mg/L	$r_B = \Delta DQO / 2.4h$, mg/L h	1/ r_B L h/mg
A	2000	5.000E-4	-	-	-
1	1790	5.611E-4	218	90.83	0.0110
2	1540	6.493E-4	242	100.83	0.0099
3	1300	7.662E-4	235	97.91	0.0102
4	1200	8.347E-4	107	44.58	0.0224
5	1000	10.010E-4	199	82.91	0.0120
6	790	12.568E-4	203	84.58	0.0118
7	601	16.638E-4	195	81.25	0.0123
8	400	25.000E-4	201	83.75	0.0119
9	400	25.000E-4	-	-	-
10	400	25.000E-4	-	-	-
E	400	25.000E-4	-	-	-

Tabla IV-8. Datos linearizados correspondientes a la temperatura de experimentación de 293K, para los valores de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO)

Etapa	DBO mg/L	1/DBO L/mg	Gradiente de DBO, mg/L	$r_B = \Delta DBO / 2.4h$, mg/L h	1/ r_B L h/mg
A	638	1.567E-3	-	-	-
1	401	2.899E-3	235	97.91	0.0102
3	318	3.144E-3	83	34.58	0.0289
5	117	8.547E-3	201	83.75	0.0119
7	79	12.658E-3	38	15.83	0.0631
E	54	18.518E-3	25	10.41	0.0960

VALORES DE DBO A 283K

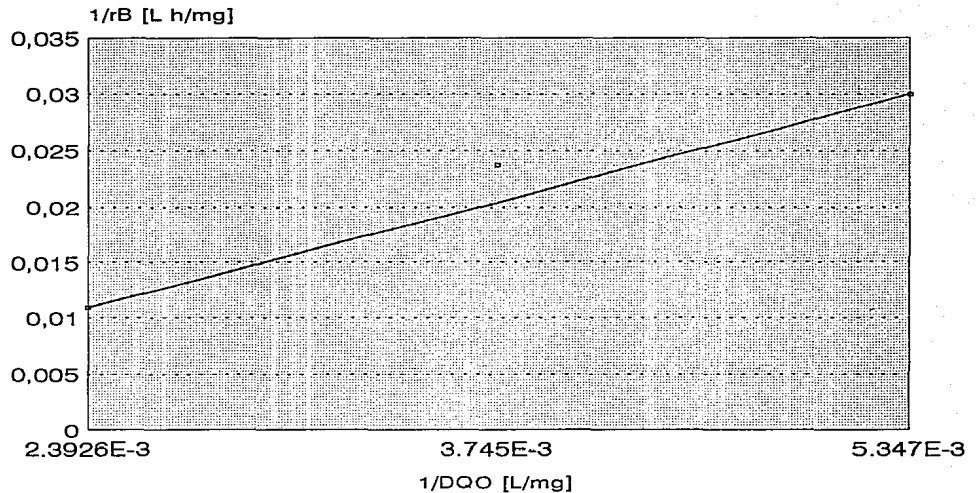


Fig. IV.10 Linearización de la ecuación $1/r_B = 1/k[B] + KM/k[B](1/DBO)$

VALORES DE DQO A 293K

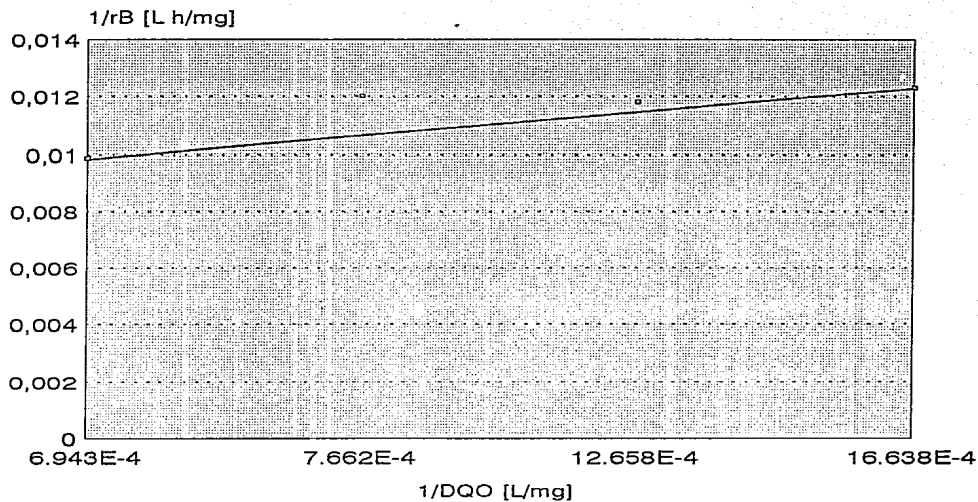


Fig. IV.11 Linearización de la ecuación $1/rB=1/k[B]+KM/k[B](1/DQO)$

VALORES DE DBO A 293K

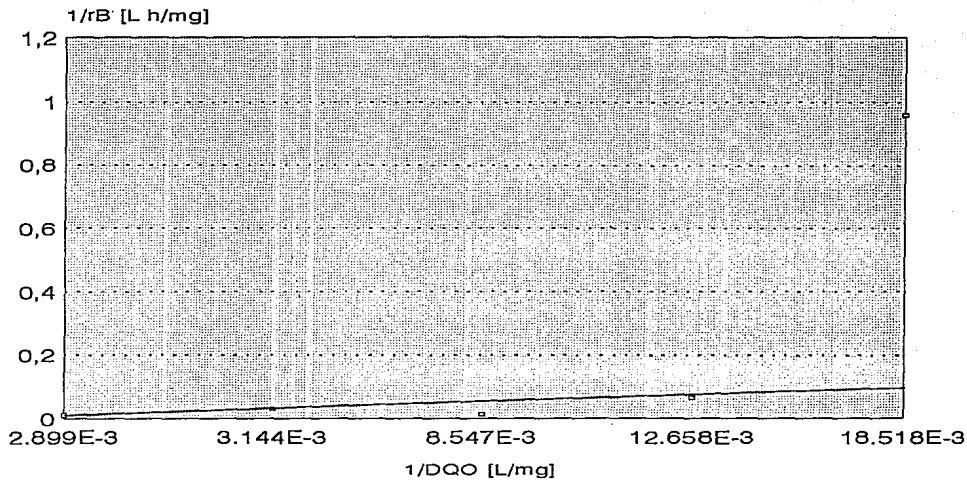


Fig. IV.12 Linearización de la ecuación $1/rB = 1/k[B] + KM/k[B](1/DBO)$

Tabla IV-9. Datos linearizados correspondientes a la temperatura de 303K, para los valores de la demanda química de oxígeno (DQO)

Etapa	DQO mg/L	1/DQO L/mg	Gradiente de DQO, mg/L	$r_B = \Delta DQO/2.4h$, mg/L h	1/ r_B L h/mg
A	2000	5.000E-4	-	-	-
1	1610	6.211E-4	390	162.50	0.0061
2	1390	7.194E-4	220	91.66	0.0109
3	1028	9.727E-4	362	150.83	0.0066
4	875	11.428E-4	153	63.75	0.0156
5	560	17.857E-4	315	131.25	0.0076
6	490	20.480E-4	70	29.16	0.0342
7	230	43.478E-4	260	108.33	0.0092
8	212	47.169E-4	18	7.50	0.1333
9	212	47.169E-4	18	-	-
10	212	47.169E-4	18	-	-
E	208	48.079E-4	4	1.66	0.6024

Tabla IV-10. Datos linearizados correspondientes a la temperatura de experimentación de 303K, para los valores de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO)

Etapa	DBO mg/L	1/DBO L/mg	Gradiente de DBO, mg/L	$r_B = \Delta DBO/2.4h$, mg/L h	1/ r_B L h/mg
A	638	1.567E-3	-	-	-
1	356	2.808E-3	282	117.5	0.0085
3	223	4.484E-3	133	55.41	0.0180
5	79	12.65E-3	144	60.00	0.0166
7	53	18.86E-3	26	10.83	0.0923
E	31	32.35E-3	20	8.33	0.1200

Tomando los datos de la tabla IV-5, la ordenada al origen es de -0.2373, la pendiente es 89.50 y el coeficiente de correlación es de 0.8769. Para la tabla IV-6, la ordenada al origen es de -0.002872, la pendiente es de 6.3820 y el coeficiente de correlación de 0.9699. Con los datos de la tabla IV-7, la ordenada al origen es de -0.07009, la pendiente es de 100.43 y el coeficiente de correlación 0.8350. En la tabla IV-8, la ordenada al origen es de -0.008361, la pendiente es de 5.9564 y el coeficiente de correlación de 0.9402. Para los datos de la tabla IV-9, la ordenada al origen es de -0.08309, la pendiente es de 92.599 y el coeficiente de correlación de 0.7665. Finalmente, en la tabla IV-10, la ordenada al origen es de -0.005691, la pendiente es de 3.997 y el coeficiente de correlación de 0.9333.

VALORES DE DQO A 303K

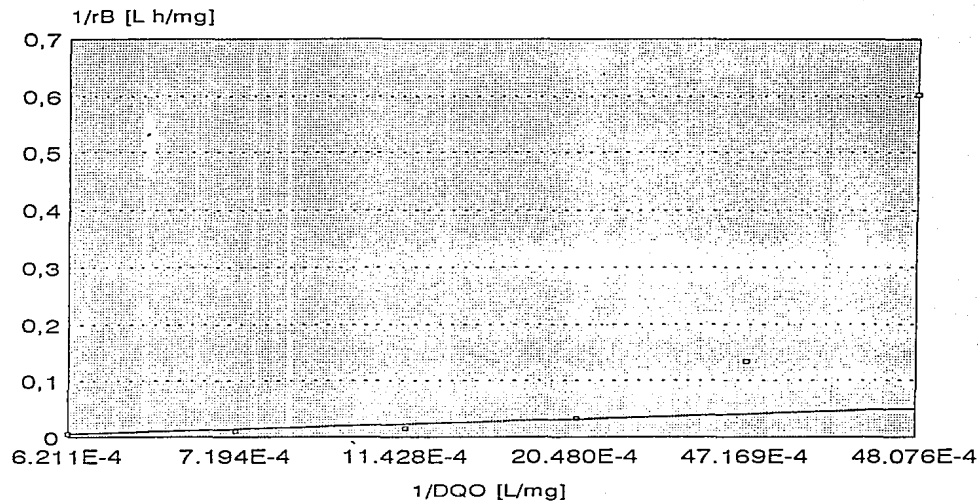


Fig. IV.13 Linearización de la ecuación $1/rB = 1/k[B] + 1/Km/k[B]$ ($1/DQO$)

VALORES DE DBO A 303K

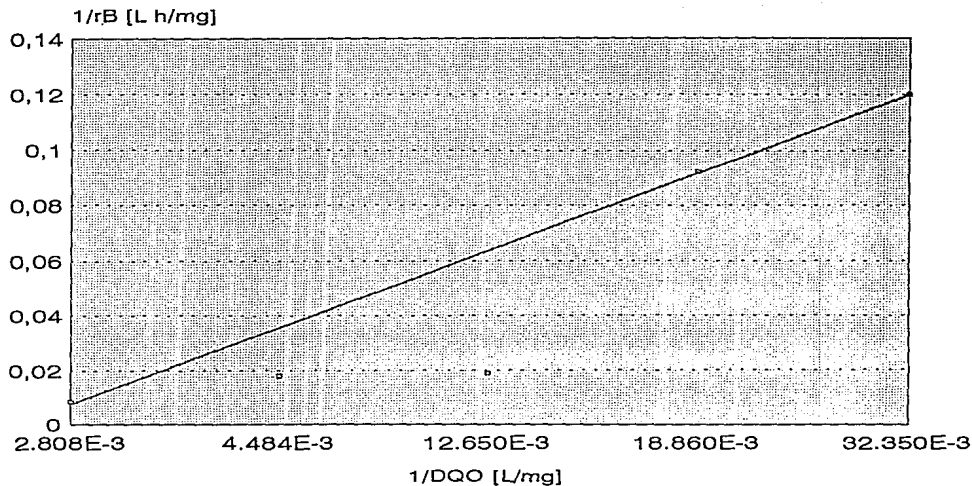


Fig. IV.14 Linearización de la ecuación $1/rB = 1/k[B] + KM/k[B](1/DBO)$

De los datos de pendientes y ordenadas al origen pueden obtenerse los valores de $K'm$ y k' y de ellos los valores de K_M y k , siempre y cuando se conozca el valor de la concentración de biomasa.

Como este dato de la concentración de la biomasa no se midió en estos experimentos, se supuso como una primera aproximación como constante a lo largo del reactor e igual a la obtenida en experimentos previos con vinazas (Escarcega y col., 1986; Castro y col., 1989; Olvera y col., 1993). Ésta fluctuó entre 0.306 y 1.8 mg biomasa/mg de DQO removida. El promedio de estos experimentos previos fue de 1.033 mg B/mg DQO removida.

Consecuentemente, las constantes cinéticas que se presentan en la tabla IV-11, se obtuvieron como sigue:

$$k' = \frac{k}{[B]}$$

$$\begin{aligned} [B] &= 160.48 \text{ mg biomasa/L (para 1600 mg DQO/L) a } 283\text{K} \\ &= 160.48 \text{ mg biomasa/L (para 1600 mg DQO/L) a } 293\text{K} \\ &= 178.53 \text{ mg biomasa/L (para 1780 mg DQO/L) a } 303\text{K} \end{aligned}$$

Para determinar las constantes cinéticas para la remoción de materia orgánica disuelta medida como DBO, se consideró la relación DBO:DQO (2000/638, 2000/636, 200/638) y, sobre esta base, se estimó la producción de biomasa (con un promedio de 0.318 mg DBO/mg DQO ó 3.137 mg DQO/mg DBO):

$$\text{DBO} = 1.033 \text{ mg biomasa/mg DQO removida} \times 3.137 \text{ mg DQO/mg DBO}$$

$$\text{DBO} = 3.24 \text{ mg biomasa/mg DBO removida}$$

Lo que da con los diez compartimientos para:

$$\begin{aligned} 556 \text{ mg DBO removida/L; } [B] &= 180.14 \text{ mg biomasa/L a } 283\text{K} \\ 582 \text{ mg DBO removida/L; } [B] &= 188.56 \text{ mg biomasa/L a } 293\text{K} \\ 607 \text{ mg DBO removida/L; } [B] &= 196.66 \text{ mg biomasa/L a } 303\text{K} \end{aligned}$$

Tabla IV-11. Constantes cinéticas obtenidas en experimentos a 283, 293 y 303K suponiendo una productividad de biomasa constante igual a 1.033 mg biomasa/mg DQO removida

TEMPERATURA, K	k , h^{-1} para DQO	k , h^{-1} para DBOu
283	0.02625	1.9328
293	0.00889	0.6343
303	0.06741	0.8935

Finalmente, para la aplicación de la ecuación de Arrhenius:

$$k = A e^{-Ea/RT}$$

donde:

$$Ea = \text{cal/mol}$$

$$R = \text{cal/mol K}$$

$$T = \text{K}$$

Se tomaron las constantes cinéticas presentadas en la tabla IV-11 y se obtuvo la tabla IV-12 con la que se construyeron las gráficas que se presentan en las figuras IV-15 y IV-16, obteniéndose el logaritmo de ambos miembros de la ecuación:

$$\ln k = \ln A - (Ea/RT)$$

El valor de la pendiente de las rectas obtenidas es el cociente Ea/R y los valores de la energía de activación están dados en la tabla IV-13.

Tabla IV.13 Datos cinéticos para la ecuación de Arrhenius modificada para las demandas química y bioquímica de oxígeno (DQO y DBO) a 283, 293 y 303K

TEMPERATURA K	1/T	ln k (DQO)	Ea cal/mol	ln k (DBOu)	Ea cal/mol
283	0.00353	-3.6400	2071	-0.6589	2483
293	0.00341	-2.4195		-0.4551	
303	0.00303	-2.6969		-0.1126	

Los coeficientes de correlación son, para DQO, de 0.5115 y de 0.9893, para DBOu.

Como se mencionaba al inicio de este trabajo, para reacciones enzimáticas, de tipo celular o relacionadas con la vida, así como todas aquellas que tienen lugar a temperatura ambiente, se tienen valores bajos de Ea (20-80 kJ/mol, 4,780-19,190 cal/mol). Los datos obtenidos en este trabajo son incluso menores que los dados por Levenspiel (1987), pero están dentro de los órdenes de magnitud y confirman que el efecto de la temperatura puede medirse mejor con los datos de depuración medida como demanda bioquímica de oxígeno que cuando se mide como demanda química de oxígeno. Esto es lógico ya que la medición hecha en el respirómetro realmente está corroborando el consumo de oxígeno y, consecuentemente, la respiración de los microorganismos.

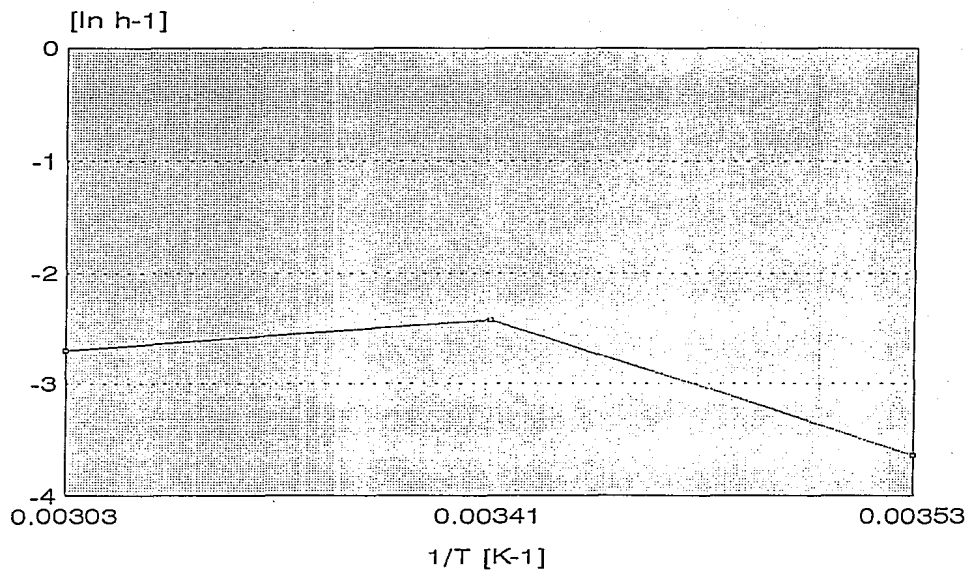


Fig. IV.15 Curva de Arrhenius con las constantes cinéticas obtenidas con los datos de demanda química de oxígeno

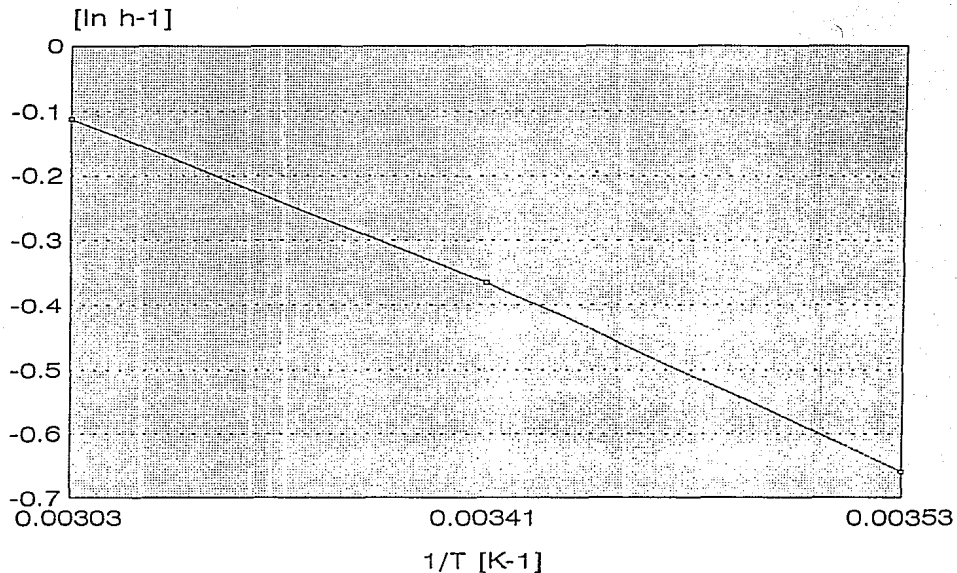


Fig. IV.16 Curva de Arrhenius con las ctes. cinéticas obtenidas con los datos de demanda bioquímica de oxígeno

Es importante mencionar que los datos de DQO para la corrida a 293K, no fueron consistentes. Esta corrida deberá llevarse a cabo posteriormente ya que estos datos modifican substancialmente el análisis estadístico de esta fase del proyecto.

Como primera aproximación, aunque burda por las suposiciones hechas, los resultados son bastante alentadores ya que permiten comprobar que un modelo sencillo, como el de Arrhenius, puede representar la dependencia de la temperatura con respecto de la capacidad depurativa de los reactores de biodiscos.

Este tipo de correlación permitirá minimizar el número de experimentos necesarios a otros sistemas de escala, especialmente cuando se tiende a llevar la información hasta escala prototipo o incluso industrial.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

V.1 CONCLUSIONES

Con base en los resultados obtenidos en este trabajo puede concluirse lo siguiente:

1. El reactor funciona en un 80% de manera aerobia con influentes de vinazas, de concentración de 2000 mg/L como DQO o 638 mg/L como DBOu, ya que en las primeras cámaras del reactor solo se logran condiciones de microaerobiosis .
2. El pH ácido de las vinazas diluidas alimentadas es neutralizado en la primera cámara por el efecto amortiguador del CO_2 generado, pasando de neutro a neutro-alcalino a través del reactor
3. En todos los experimentos, independientemente de las tres temperaturas, la mayor tasa de remoción de contaminantes se lleva a cabo en las primeras cinco cámaras del reactor, corroborando la información experimental previa
4. La capacidad depurativa global del equipo aerobio aumenta al aumentar la temperatura de operación en el intervalo de 283 a 303K, ya que se tienen depuraciones de 80% para la DQO a 282 y 292K y 89% a 303K y para la DBOu de 87%, 91.5 y 95% para 283, 293 y 303K respectivamente.
5. La aplicación de un modelo del tipo de Arrhenius da valores para la energía de activación (E_a) de 2,483 cal/mol para DQO y de 2,071 cal/mol para DBO. Estos están por debajo de los valores típicos para reacciones enzimáticas (entre 4,000 y 20,000). Muy probablemente, la discrepancia sea ocasionada por las suposiciones hechas para aplicar el modelo de Arrhenius, especialmente la sobresimplificación de la cantidad de biomasa generada a lo largo del reactor a las diferentes temperaturas de trabajo
6. Las constantes de rapidez de reacción obtenidas fueron 0.02625, 0.00889, 0.064 para valores de DQO; 1.9328, 0.6343 y 0.8935 para valores de DBOu a 10, 20 y 30°C. Las unidades son en h^{-1} .

V.2 RECOMENDACIONES

Sería recomendable para la continuación de este trabajo realizar lo siguiente:

1. Realizar corridas experimentales a 293 y 398K, para tener cinco puntos de referencia y estudiar con mayor precisión el efecto de la temperatura en la depuración
2. Mejorar el sistema empleado para controlar la temperatura del líquido en tratamiento.
3. Afinar las variables que afectan las ecuaciones cinéticas empleadas para minimizar las suposiciones establecidas en este trabajo. Medir la productividad de biomasa en cada juego de experimentos y de ser posible en varias cámaras de reactor.

RECONOCIMIENTOS

Estos experimentos se realizaron con el apoyo financiero del Proyecto PAPIID de la DGAPA de la UNAM y el seminario académico "Prof. Fernando Orozco Dondé" financiado por Du Pont.

Los equipos fueron adquiridos por el:

Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología clave PCCBBNA-020395.

Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente con sede en Nairobi, Kenia, a través de Proyecto FP/2104-82-01 (2280) y

Ministerio Federal de Investigación y Tecnología de la República Federal de Alemania a través del Departamento de Proyectos en Tecnología del Agua y de Disposición de Lodos del Centro Nuclear de Karlsruhe con el proyecto 02 WA 146.

BIBLIOGRAFÍA

Álvarez, A.; Escárcega, C.; Pulido-R. y Durán de Bazúa, C. 1985. 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 VI Encuentro Nacional de la AMIDIQ*. Marzo 21 y 22. Universidad de las Américas y UAM Iztapalapa. México, D.F. México, 19 pags.

Baca, R. 1977. Aplicación de efluentes industriales en irrigación. *Tesis profesional*. Facultad de Química, UNAM, México, D.F.

Bekris, J. 1992. Aplicación de la ecuación de Arrhenius al efecto de la temperatura en la operación de un reactor de biodiscos. *Tesis profesional*. Facultad de Química, UNAM, México, D.F.

Castro, J.; Villegas, R.; Cabrero M.A. y Durán de Bazúa, C. 1988. Tratamiento aerobio de vinazas en un reactor biológico rotatorio (reactor de biodiscos) de 300 litros. *Informe técnico de trabajo VIN-02-88*. UNAM-AZÚCAR-IMPA. Pub. Facultad de Química, UNAM. México, D.F.

Castro, J. y Villegas, R. 1989. Obtención de proteína microbiana empleando como substrato vinazas de ingenios azucareros/alcoholeros. *Tesis profesional*. Facultad de Ciencias Químicas, Universidad Autónoma de San Luis Potosí. San Luis Potosí, SLP.

Crespo, H. y Vega, E. 1988. Estadísticas históricas del azúcar en México. Pub. Azúcar S.A. México D.F.

Durán de Bazúa, C. 1983. Tratamiento biológico de los efluentes de la industria del maíz en México. *Tesis doctoral*. Universidad de Karlsruhe. R.F.A. Versión en español. Pub. Facultad de Química, UNAM, 247 pags. México, D.F.

Durán de Bazúa, C. 1987. Effluents of the food industry in Mexico. Environmental impacts on soil and water resources and possible solution using the biotechnological approach. Case problem: The corn industry. En *Biotechnology applied to environmental problems. Global bioconversions*. Vol. II. Cap. 2. Pp. 75-119. CRC Press Inc. Boca Raton, FLA. EEUUA.

Durán de Bazúa, C.; Medellín, P.; Noyola A.; Poggi-Veraldo, H. y Zedillo, E. 1988. Caracterización de vinazas y su degradación en un sistema combinado de tres reactores anaerobios y un reactor aerobio de biodiscos. *Tecnol. Ciencia Ed. (IMIQ)*, 3 (2): 33-43. México, D.F.

Durán de Bazúa, C.; González, S.; Medellín, P.; Noyola A.; Poggi-Verardo, H. y Zedillo, E. 1990. Retos a la industria azucarera para la próxima década: Reaprovechamiento de sus aguas residuales a través de su degradación biológica para obtener biogás y biomasa microbiana. *Memoria del XVI Congreso de la Academia Nacional de Ingeniería, A.C.* Pp. 34-39. Querétaro, Qro.

Durán de Bazúa, C.; Noyola A.; Poggi-Verardo, H. y Zedillo, E. 1991. Biodegradation of process industry wastewater. Case problem: Sugarcane industry. En *Biological degradation of wastes*. Ed. A.M. Martín. Cap. 17. Pp. 363-388. Elsevier Appl. Sci. Pub. Ltd. Londres, Inglaterra.

Durán de Bazúa, C.; Cordovés, M. y Zedillo, E. 1992. Demonstration of cleaner production techniques for the sugarcane industry. *First consultancy report*. United Nations Industrial Development Office. Project US/INT/91/217/15-01-2. Pub. ONUDI-México, Geplacea, PIQAyQA-UNAM. 49 pags. México D.F.

Durán de Bazúa, C.; Cordovés, M. y Zedillo, E. 1993. Demonstration of cleaner production techniques for the sugarcane industry. *Second consultancy report*. United Nations Industrial Development Office. Project US/INT/91/217/15-01-2. Pub. ONUDI-México, Geplacea, PIQAyQA-UNAM. 124 pags. México D.F.

Durán de Bazúa, C.; Cordovés, M. y Zedillo, E. 1994. Demonstration of cleaner production techniques for the sugarcane industry. *Third consultancy report*. United Nations Industrial Development Office. Project US/INT/91/217/15-01-2. Pub. ONUDI-México, Geplacea, PIQAyQA-UNAM. 44 pags. México D.F.

Durán de Bazúa, C. y Hartman, L. 1981. H: Biological treatment of maize processing effluents (nejayote) in batch and continuous laboratory tests. En *Proc. 2nd World Congress of Chem. Engineering*. Pp. 601-605. Oct. 4-9, Montréal, Canadá.

Escárcega, C., Pulido, R. y Durán de Bazúa, C. 1986. Modelación matemática del comportamiento de un reactor biológico rotatorio usado en el tratamiento de aguas residuales de molinos de nixtamal. *Informe técnico de trabajo, NEX-02-86*. Pub. Facultad de Química, UNAM, 194 pags. México, D.F.

Escárcega, C.A. y Pulido, R. 1986. Modelo cinético para un reactor biológico rotatorio usado en el tratamiento aerobio de efluentes. *Tesis profesional*. Facultad de Química, UNAM, México, D.F.

Hernández, A. 1990. *Depuración de aguas residuales*. Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos. Servicio de Publicaciones de la Escuela de Ingenieros de Caminos de Madrid. Madrid, España.

IMPA. 1986. *Aprovechamiento de los subproductos de la caña de azúcar en México, situación actual y perspectiva*. IMPA, Subgerencia de investigación tecnológica. México, D.F.

Levenspiel, O. 1987. *El minilibro de los reactores químicos*. Ed. Reverté. Barcelona, España.

López-Martínez, J.L. 1992. Modelamiento matemático de un reactor rotatorio (reactor de biodiscos): Estudio del efecto de la temperatura, la carga orgánica y la velocidad de rotación. *Tesis profesional*. Facultad de Química, UNAM, México, D.F.

Luna-Pabello, V.M. 1990. Efecto de la temperatura en las poblaciones de protozoarios ciliados en un reactor de biodiscos. *Tesis de maestría*. Facultad de Ciencias, UNAM, México, D.F.

Nemerow, N.L. 1977. *Aguas residuales industriales. Teorías, Aplicaciones, Tratamientos*. Eds. H. Blume. Madrid, España.

Olvera, A.P., Brindis, F.N., Gil, B.E. y Durán de Bazúa, C. 1993. Generación de biomasa microbiana en un reactor de biodiscos de un tren anaerobio/aerobio de vinazas de etanol de caña. *Informe técnico de trabajo, VIN-03-93*. Pub. Facultad de Química, UNAM, UNEP, BMFT. 59 pags. México, D.F.

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

Pedroza, R. y Durán de Bazúa, C. 1987. RBC characteristics for nejayote aerobic treatment. *Environ. Technol. Letters*, 8(11):579-588.

SARH. 1991. *Programa nacional de aprovechamiento del agua 1991-1994*. Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos, Comisión Nacional del Agua. México, D.F.

Torres-Villar, R. 1986. Estudio estadístico sobre la producción de la caña de azúcar a nivel nacional y mundial. *Tesis profesional*. Facultad de Química, UNAM. México, D.F.

Zámamo, H.A. 1991. Tratamiento biológico de aguas residuales de la industria alcoholera a partir de melazas de caña de azúcar. *Tesis profesional*. Facultad de Química, UNAM. México, D.F.

Zamudio, A., Luna-Pabello, V.M. y Durán de Bazúa, C. 1993. Estudio de prefactibilidad de un sistema aerobio (biodiscos) de tratamiento de vinazas de alcohol de caña. *Informe técnico de trabajo, VIN-01-93*. Pub. Facultad de Química, UNAM, UNEP, BMFT. 91 pags. México, D.F.

ANEXO A

FUNDAMENTOS FÍSICOQUÍMICOS

Pruebas químicas

Demanda química de oxígeno (DQO)

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

Fundamento

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

Interferencias

Las sustancias inorgánicas como los iones ferroso (Fe^{++}), sulfato ($SO_4^{=}$), sulfitos (SO_3^-) y tiosulfatos ($S_2O_3^-$) se oxidan bajo ciertas condiciones y crean una DQO inorgánica, la cual interfiere cuando se estima el contenido de material potencialmente contaminante del agua residual.

El ion cloruro (Cl^-) también interfiere, pero se elimina al agregar el sulfato mercuríco Hg_2SO_4 .

Nota: Mediante esta prueba no es posible conocer el tipo de compuestos orgánicos presentes, ni diferenciar entre materia biodegradable y sustancias tóxicas, por lo cual sólo constituye un análisis global para la determinación del material orgánico total presente en una muestra de agua residual.

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 g de sulfato de plata en 4 kg de ácido sulfúrico. La solución debe protegerse de la luz.

- Ácido sulfúrico concentrado

- Solución de sulfato ferroso amoniacal para valoración en una concentración aproximada de 0.05 N

- Sulfato mercúrico

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

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

Procedimiento

Tratamiento de la muestra

1. Centrifugar las muestras por analizar (3,600 rpm a 5°C durante 15 minutos)

2. Poner en el recipiente de reflujo:

- 10 mL de muestra diluida (con agua destilada) en proporción 1:50 para muestras concentradas y 5:50 para aquellas provenientes del sistema de tratamiento. En la preparación de los blancos (testigos frío y "caliente") se utilizan 10 mL de agua destilada como muestra.

- 0.2 g de sulfato mercúrico

- 5 ml de dicromato de potasio 0.25 N de solución de plata en ácido sulfúrico concentrado.

Reflujo:

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

Valoración de la muestra:

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

- Agregar al recipiente de relleno 40 mL de agua destilada y dos gotas de indicador de ferroína, homogenizar.

- Titular con sulfato ferroso amoniacal 0.05 N. El punto final de la valoración (titulación) es el cambio de coloración de azul verdoso a pardo rojizo.

Obtención de los resultados:

La fórmula empleada es:

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

donde:

a= volumen de sulfato ferroso amoniacal gastado para valorar el blanco (testigo).

b= volumen de sulfato ferroso amoniacal gastado para valorar la muestra.

N = Normalidad del sulfato ferroso amoniacal.

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

Normalidad del sulfato ferroso amoniacal (SFA):

En un matraz se colocan:

- 10 mL de dicromato de potasio 0.5 N

- 40 mL de agua destilada

- 10 mL de ácido sulfúrico concentrado (enfriado constantemente)

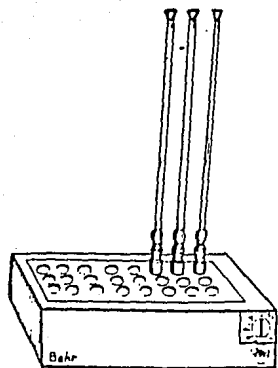
Después de enfriar se le agregan 2 gotas de indicador ferroína y se agita.

Valoración:

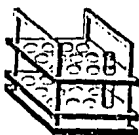
La solución anterior se titula con sulfato ferroso amoniacal con una normalidad aproximada de 0.05 N y se anotan los mL gastados para lograr el cambio de color a café rojizo.

$$N = \frac{\text{mL de dicromato de potasio } 0.05 \times \text{normalidad del mismo}}{\text{mL de FAS empleados en la titulación}}$$

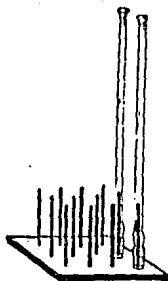
$$N = \frac{10 \times 0.05}{\text{mL de FAS empleado}} \qquad N = \frac{0.05}{\text{mL de FAS empleado}}$$



I



II



III

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

Fig. A-1 Equipo de 24 unidades para determinación de IQQ
(Luna-Pabello, 1990)

ANEXO B

Parámetros biológicos

Prueba química

Demanda bioquímica de oxígeno en 5 días a 20°C

Fundamento:

Este método se basa en estimar la cantidad de oxígeno que requieren los microorganismos para efectuar la oxidación de la materia orgánica presente en aguas naturales y residuales. El consumo de oxígeno disuelto, a partir de la respiración microbiana, constituye una medida indirecta de la cantidad de materia prima biodegradable. El oxígeno requerido se determina a partir de la diferencia existente entre el oxígeno disuelto al inicio de la prueba (previa inoculación de la muestra) y el oxígeno disuelto remanente al cabo de 5 días de incubación a 20°C (DBO₅, de acuerdo con lo establecido con APHA, 1981). El tiempo y la temperatura de incubación, son parámetros fijos, convencionalmente establecidos a nivel internacional, que permiten establecer comparaciones confiables. En el criterio anterior, se supone que a 20°C, es la temperatura media idónea para la actividad de los microorganismos, y 5 días, el tiempo aproximado para que se realice la biodegradación aproximadamente del 70% (en aguas residuales de uso doméstico) del material orgánico disuelto biodegradable. (libre de tóxicos). Esta valoración de contaminantes fue adoptada como parámetro de calidad por la Norma Oficial Mexicana.

Interferencias:

Interfieren con la determinación de DBO, la acidez o alcalinidad presentes en las aguas, el cloro residual, una sobresaturación de oxígeno disuelto, la presencia de sustancias tóxicas para los microorganismos y los procesos de nitrificación.

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

Nota: La extrapolación de los resultados de DBO₅ a cuerpos de agua es altamente cuestionable debido a que el ambiente en el laboratorio no reproduce las condiciones naturales tales como temperatura, luz solar, poblaciones biológicas, movimientos del agua y concentración de oxígeno.

En la determinación de DBO₅ se utilizó un respirómetro Voith-Sapromat B-6, RFA, el cual proporciona los requerimientos especificados por la APHA (1981).

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

Este modelo permite la evaluación simultánea de seis diferentes muestras por un período de 5 o más días, que es el tiempo establecido como Norma Oficial para este tipo de evaluaciones. Suministra de manera continua por electrólisis, el oxígeno requerido por los microorganismos aerobios, a lo largo del proceso de biodegradación, manteniendo las muestras en continua agitación y bajo temperatura controlada.

El Sapromat tipo B-6 (6 unidades), consiste de un medidor directo de curvas de consumo de oxígeno disuelto, una unidad de enfriamiento y un baño de agua con temperatura controlada, el cual contiene 6 unidades de medición (Fig. B-1).

Cada unidad de medición (Fig. B-2) está formada por un vaso de reacción, con un captador de CO₂ montado en el tapón, un generador de oxígeno y un indicador de presión, interconectados con mangueras precalibradas. El vaso del sistema de medición está sellado, así que las fluctuaciones de la presión del aire (o barométrica) no afectan los resultados.

La barra magnética colocada en el matraz que contiene la muestra por analizar, provee de agitación vigorosa continua que permite considerar a éste un reactor perfectamente agitado, resultando así un efectivo intercambio de gases entre el oxígeno generado por electrólisis y el respirado o consumido por los microorganismos.

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

Cuando el análisis del agua bajo estudio, por determinación de valores de permanganato de potasio (KMnO₄) o de demanda química de oxígeno (DQO) indica que la DBO% puede exceder de 1000 mg O₂/L, entonces se diluye la muestra. En el presente estudio debido a que se trabajó con líquidos cuya DQO fué superior a 1000 mg/L y, para no afectar de manera sensible el volumen de agua en tratamiento, se emplearon 50 mL por muestra, adicionándole 200 mL de agua corriente, lo cual da un factor de dilución de 5.

Obtención de los resultados:

El valor numérico aparecido en el indicador digital o bien el de la línea de puntos graficada de manera adjunta (mg/L de oxígeno consumido), deben ser multiplicados por el factor de dilución "F", para así obtener, el valor total de consumo de oxígeno por muestra. Este valor corresponde directamente a la cantidad (miligramos) de material orgánico disuelto biodegradable por unidad de volumen (litro) de material orgánico presente en la muestra analizada, considerando que es una reacción equimolecular, esto es, que por cada unidad de masa de oxígeno consumida corresponde una unidad de masa de material biodegradable oxidada.

Cálculo del factor de dilución (f):

$$f = \frac{VT}{X} \quad f = \frac{250}{50} = 5$$

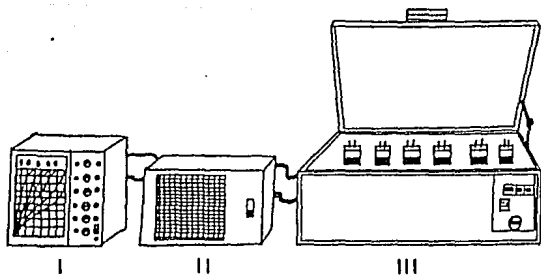
Donde:

VT = volumen total (mL)

X = volumen de muestra no diluido (mL)

Procedimiento:

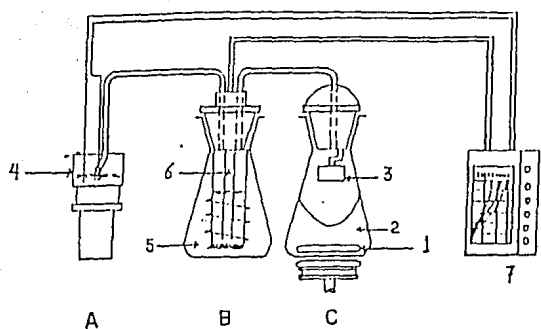
1. Centrifugar las muestras provenientes tanto de la alimentación como de las diez cámaras que forman el sistema de tratamiento (3600 rpm a 5°C durante 15 minutos).
2. Depositar en el vaso de reacción 50 mL de muestra más 200 mL de agua corriente, así como una barra de agitación y el inóculo microbiano, idéntico para todos los matraces.
3. Colocar en el tapón del vaso de reacción cal de sodio granulada, para captar el CO₂ producido durante el metabolismo aeróbico microbiano, previo calentamiento a 103°C durante una hora y posterior enfriamiento en un desecador.
4. Cerrar y asegurar con el "cinturón" metálico, el tapón al vaso de reacción.
5. En la hoja de papel suministrada en el dispositivo del equipo, realizar las anotaciones pertinentes (fecha, hora de inicio de la prueba, procedencia de la muestra y color correspondiente en la gráfica al reactor)
6. Ajustar los indicadores de presión digitales (perillas) a cero y, de ser necesario, activar el sistema de graficación.
7. Introducir el vaso de reacción en el baño de agua, previo arranque con media hora de anticipación, para calentamiento de agua.
8. Realizar las interconexiones necesarias de mangueras y electrodos de los diferentes componentes de las seis unidades de medición.
9. Encender el mecanismo de agitación y el de temperatura controlada, así como el graficador.
10. Ajustar el indicador de presión.
11. A partir de las 24 horas empezar a registrar las lecturas obtenidas diariamente en las perillas del graficador (corroborando las obtenidas en el papel graficador).
12. Después de 5 días, para retirar las muestras, apagar primero el equipo; abrir el tapón del vaso indicador de presión; desconectar la manguera de los vasos de reacción y de manera parcial los electrodos, manipulando con extremo cuidado estos alambres ya que son de cobre y sumamente frágiles.
13. Retirar las muestras y lavar con agua corriente los vasos de reacción y barra de agitación, enjuagándolos con agua destilada.



VOITH-SAPROMAT B6
(Luna-Pabello, 1990)

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

Fig. B-1 VOITH-SAPROMAT B6 (Luna-Pabello, 1990)



- A. Indicador de presión
- B. Generador de oxígeno
- C. Vaso de reacción
- 1. barra magnética
- 2. muestra
- 3. captador de CO₂
- 4. indicador de presión
- 5. electrolito
- 6. electrodos
- 7. registro (graficador)

Fig. B-2 Diagrama de una unidad de medición (Luna-Pabello, 1990)

ANEXO C

SÓLIDOS

1. Sólidos totales (ST)

Se limpian los crisoles para eliminar toda la materia adherida a ellos, se dejan en una estufa cuando menos 8 horas a 100°C para eliminar la humedad. Se transfieren a un desecador 15 minutos y después se pesan (peso A).

Utilizando una pipeta volumétrica se agregan a los crisoles muestras homogéneas del licor mezclado. Se colocan los crisoles en la estufa a 103°C por un mínimo de 6 horas. Los crisoles se enfrían durante 15 minutos en un desecador para después ser pesados (peso B). La diferencia de peso entre los crisoles sin muestra y con muestra ya desecada, de la cantidad de materia sólida total contenida en ésta. Con la siguiente fórmula se calculan los sólidos totales.

$$ST = \frac{(B - A) \times 1000}{V}$$

Donde:

ST = sólidos totales (mg/L)

B = peso del crisol con muestra (g)

A = peso del crisol vacío

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

2. Sólidos totales fijos (STF)

Una vez obtenido el peso B los crisoles se meten a la mufla a 600°C durante 20-30 minutos, se enfrían en un desecador durante 15 minutos y se pesan (peso C). Con la siguiente fórmula se calculan los sólidos totales fijos:

$$STF = \frac{(C - A) \times 1000}{V}$$

Donde;

STF = sólidos totales fijos (mg/L)

C = peso del crisol con muestra (g)

A = peso del crisol vacío (g)

3. Sólidos totales volátiles (STV)

Se obtienen de la diferencia de los sólidos totales menos los sólidos totales fijos.

$$STV = ST - STF = \text{mg/L}$$

ANEXO D

Nitrógeno Kjeldahl

El nitrógeno orgánico puede ser determinado por digestión de la muestra después de remover amonio libre, con la subsecuente destilación con un ácido estándar o como la diferencia entre el valor obtenido para el nitrógeno Kjeldahl total y para el amonio libre.

Principio:

El método Kjeldahl, usando sulfato mercúrico como catalizador, convierte enlaces de nitrógeno orgánico en el estado trinegativo a bisulfato de amonio por digestión con ácido sulfúrico al cual se ha adicionado sulfato de potasio para elevar el punto de ebullición desde 345 a 370°C. La temperatura no debe de exceder de 382°C para que no exista pérdida de nitrógeno. Después de la dilución la solución se hace alcalina con hidróxido de sodio y el amonio se destila en una solución de ácido clorhídrico 0.1 N. El clorato de amonio es titulado con ácido sulfúrico usando como indicador rojo de metilo.

Interferencias:

En presencia de nitrógeno orgánico libre es necesario añadir una solución adicional de 50 mL de ácido sulfúrico, sulfato mercúrico, sulfato de potasio por cada gramo de material sólido en la muestra.

Equipo:

Equipo Kjeldhal compuesto por un hervidor con succionador para remover el contenido. Un equipo de destilación.

Reactivos:

- biomasa deshidratada
- $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$
- K_2SO_4 ó Na_2SO_4
- ácido sulfúrico concentrado
- ácido clorhídrico 0.1 N
- solución de NaOH 1:1

- solución de NaOH 0.1 N
- zinc como catalizador

- rojo de metilo como indicador

Procedimiento:

1. Colocar 0.5 g de biomasa (deshidratada) en un matraz Kjeldahl de 800 mL.
2. Agregar 15 mL de ácido sulfúrico concentrado
3. Poner el matraz a reflujo en el equipo Kjeldahl
4. Al tomar una coloración azul-verde, retirarse del reflujo y esperar a que se enfríe
5. Añadir 200 mL de agua destilada
6. Agregar NaOH 1:1 y el zinc y poner a destilar en el equipo Kjeldahl
7. En un matraz de 300 mL agregar 25 mL de HCl 0.1 N más 5 gotas del indicador. En este matraz se recoge el destilado hasta tener 250 mL

Titulación:

El destilado se titula con NaOH 0.1 N y se obtiene el porcentaje de nitrógeno con la siguiente fórmula:

$$\%N = \frac{(50 - \text{mL gastados de NaOH } 0.1 \text{ N}) * 0.14}{\text{g de muestra}}$$

FE DE ERRATAS

1.- Página 1

Dice: (Ea/R) de -1253.90 para DQO y -1046.36 para DBOu	Debe decir: (Ea/R) de -1046.36 para DQO y -1253.90 para DBOu
--	--

2.- Página 62

Dice: Tabla IV.13	Debe decir: Tabla IV.12
-----------------------------	-----------------------------------

3.- Página 66, punto 5

Dice: (Ea) de 2,483 cal/mol para DQO y de 2,071 cal/mol para DBO	Debe decir: (Ea) de 2,071 cal/mol para DQO y de 2,483 cal/mol para DBO
--	--