

122
2e;



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

“ESTUDIO TECNICO DE LA DEGRADACION DE LOS MATERIALES DISUELTOS PRESENTES EN LAS AGUAS RESIDUALES DE LA INDUSTRIA PAPELERA EMPLEANDO MICROORGANISMOS FLOCULADOS”.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A:

HORACIO MANLIO QUINTANAR FERRIZ

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CONTENIDO:

	Pag.
Resumen	6
Glosario de términos	8
CAPITULO I. GENERALIDADES	10
1.1 Estado actual de la industria papelera mundial	11
1.2 Problemática en México	17
1.3 Objetivos y metas del proyecto	30
CAPITULO II. BASES TEORICAS	32
2.1 Métodos aerobios de tratamiento	33
2.1.1 Proceso de lodos activados	33
2.1.2 Lagunas aireadas	40
2.1.3 Biodisco o reactor biológico rotatorio	41
2.2 Lagunas aireadas, bases de diseño	43
CAPITULO III. MATERIALES Y METODOS	62
3.1 Aguas residuales	63
3.2 Proceso de experimentación	64
3.3 Métodos analíticos	67
CAPITULO IV. RESULTADOS Y DISCUSION	69
4.1 Caracterización	70
4.2 Primera etapa de experimentación [2-20 días]	70
4.3 Segunda etapa de experimentación [6-14 días]	74
CAPITULO V CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	83
5.1 Conclusiones	84
5.2 Recomendaciones	84
ANEXO A METODOS ANALITICOS	86
ANEXO B RESULTADOS EXPERIMENTALES	92
BIBLIOGRAFIA	95

Resumen :

De acuerdo con el estudio elaborado por la SARH, en México existen cuatro grandes ramas industriales, que desde el punto de vista ambiental representan una problemática seria por la cantidad y calidad de sus descargas. Son la rama azucarera, la de la celulosa y el papel, la petroquímica y la minerometalúrgica. En este trabajo se llevó a cabo el tratamiento de los efluentes de una fábrica empleando un sistema de lagunas aeradas a nivel de laboratorio. La primera parte del experimento estuvo constituida por cuatro lagunas de cinco litros de volumen de trabajo, operando a 2, 5, 10 y 20 días de tiempo de retención. Una segunda parte del experimento se llevó a cabo con cuatro lagunas de 6 litros y una de 7 litros de volumen de trabajo y operando con tiempos de retención de 6, 8, 10, 12 y 14 días. Los parámetros analizados fueron la demanda química de oxígeno (DQO), sólidos totales (ST), sólidos volátiles (SV), pH, tasa de respiración así como observaciones microscópicas del licor mezclado.

Los resultados de la primera parte del experimento indican remociones satisfactorias de DQO a 10 y 20 días de tiempo de retención en el orden de 75 y 84%, respectivamente. Pero en la segunda etapa se observaron remociones menores; apenas de 71.8 y 77.5 % para tiempos de retención de 12 y 14 días respectivamente. En ninguno de los dos casos fue necesario suplementar nutrientes ni se observaron inhibiciones. El ajuste cinético de un modelo tipo de Monod a los datos experimentales da los siguientes valores para los coeficientes biocinéticos. Para la primera etapa;

constante específica de consumo de sustrato, $k = 0.29$ L/día

constante de saturación, $K_s = 196$ mg DQO/L

coeficiente de síntesis, $Y = 0.6$ mg SSV/mg DQO

tasa de crecimiento máxima, $\mu_{\text{máx}} = 0.12$ L/día

coeficiente de decaimiento endógeno, $k_d = -0.041$

en tanto que para la segunda etapa se obtuvo;

constante específica de consumo de substrato, $k = 0.4066$ L/día

constante de saturación, $K_s = 405$ mg DQO/L

coeficiente de síntesis, $Y = 1.21$ mg SSV/mg DQO

coeficiente de decaimiento endógeno, $k_d = 0.0195$

Después de analizar los resultados fue posible concluir que la degradación de contaminantes solubles provenientes de las aguas residuales de una fábrica de papel es completamente viable en lagunas aireadas. El modelo tipo Monod utilizado resultó factible dentro de ciertas condiciones e intervalos. Para lograr una remoción del 75%, el tiempo de residencia más adecuado es de 12 días, sin adición de nutrientes ni optimizar las condiciones ambientales del sistema.

Glosario de términos

DQO (demanda química de oxígeno); cantidad de oxígeno requerida para oxidar las materias inorgánicas y orgánicas susceptibles de ser oxidadas con reactivos químicos fuertemente oxidantes, contenidas en una unidad de volumen.

DBO (demanda bioquímica de oxígeno); cantidad de oxígeno requerida por las bacterias para descomponer a la materia orgánica bajo condiciones aerobias, contenida en una unidad de volumen.

SSVLM (sólidos suspendidos volátiles de licor mezclado); sólidos insolubles constituidos por material volátil a temperaturas menores a 505°C, y en su mayor parte de tipo orgánico.

Conductividad; medida de la habilidad de una solución para transportar una corriente eléctrica.

pH (potencial de hidrógeno); medida de la concentración del ion hidrógeno.

Sulfatos; concentración del ión sulfato (SO_4^{--}).

Cloruros; concentración del ión cloruro (Cl^-).

Calcio; concentración del ión calcio (Ca^{**}).

Aluminio; concentración del ión aluminio (Al^{***}).

Q ; Flujo del influente, $L^3 \theta^{-1}$

S_o; Concentración de materia orgánica en el influente (reactivo o substrato no limitante) expresada como DBO o DQO, $M L^{-3}$.

X ; Concentración de sólidos volátiles en el líquido en el reactor o tanque de aireación, SSVLM (biomasa u organismos que actúan como reactivo no limitante y como producto), $M L^{-3}$.

S_r, S_s, S_e; Concentración de materia orgánica en la recirculación, el efluente y los lodos de desecho medida como DBOs o DQO. $M L^{-3}$.

Q_r ; Flujo de recirculación $L^{-3} \theta^{-1}$

Q_w ; Flujo extraído del sistema, $L^3 \theta^{-1}$
 $Q-Q_w$; Flujo del efluente $L^3 \theta^{-1}$
 X_o ; Concentración de sólidos suspendidos volátiles en los lodos de desecho, $M L^{-3}$
 X_r ; Concentración de sólidos suspendidos volátiles en los lodos de recirculación.

 T_i ; Temperatura del influente $^{\circ}F$
 T_w ; Temperatura de la laguna $^{\circ}F$
 T_a ; Temperatura del aire del ambiente $^{\circ}F$
 f ; Factor de proporcionalidad que involucra a k (coeficiente de transferencia de calor)
 C_p ; capacidad calorífica del influente
 δ_i ; densidad del influente
 K ; velocidad específica de crecimiento θ^{-1}
 K_m ; valor máximo de la velocidad específica de crecimiento
 K_s ; constante de saturación, numericamente igual a la concentración cuando $K=K_m/2$
 r ; velocidad específica de saturación de enzimas con sustrato
 R_{max} ; valor máximo de r
 θ_c ; tiempo de retención de biomasa en la laguna
 X ; biomasa activa total en el sistema de tratamiento
 $\Delta X/\Delta t$; cantidad total de biomasa activa removida del sistema diariamente, $(M\theta^{-1})$. Esto incluye sólidos desechables a propósito además de los perdidos en el efluente.
 t ; tiempo de residencia hidráulico

CAPITULO I

Generalidades

	pag.
1.1 Estado actual de la industria papelera mundial	11
1.2 Problemática en México	17
1.3 Objetivos y metas del proyecto	30

1.1 Estado actual de la industria papelera mundial.

La industria de pulpa y papel creció siempre en lugares donde se conjuntaba la presencia de bosques y una gran abundancia de agua.

Los procesos de fabricación se diseñaron tomando en cuenta el uso de agua para casi todas las operaciones que intervenían, desde el aserrado de los troncos, hasta la formación de la hoja de papel.

Las aguas residuales se descargaban casi sin tratamiento debido a la abundancia de cuerpos receptores y al desconocimiento de sus efectos contaminantes.

Esta situación ha cambiado radicalmente durante los últimos veinte años y actualmente la industria de pulpa y papel es de las que ha logrado mayores avances, tanto en contra de la contaminación como en el reuso del agua.

La industria de celulosa y papel está integrada por una secuencia de operaciones y procesos unitarios que permiten obtener una gran variedad de tipos de papeles y cartones a partir de diversos materiales que contienen las fibras de celulosa, tales como maderas, pajas, bagazo de caña, etc.

A continuación se presenta un panorama general de los trabajos realizados en diversos países.

Por varios años, la industria del papel de la República Federal de Alemania, ha estado interesada en problemas de control ambiental.

Se han encontrado procesos prometedores, en particular la recirculación de efluentes, para conformar los llamados sistemas cerrados.

Esto representa un avance que logra disminuir el volumen total del efluente, aunque concentra los sólidos disueltos y suspendidos.

Se han empleado diferentes métodos de recirculación en años recientes pero se han presentado algunos problemas. Por ejemplo, la reducción en el consumo de agua fresca trae consigo un incremento en la concentración del soluto y sólidos suspendidos, así como un aumento en la temperatura.

Consecuentemente, el reciclamiento total del agua (el caso extremo de los sistemas cerrados), puede producir considerables cargas orgánicas e inorgánicas en el agua de proceso que eventualmente, obliga a un recambio total y al consecuente tratamiento de este efluente concentrado.

Entre 1973 y 1979, el Instituto para la fabricación de papel de la Universidad Técnica de Darmstadt, examinó continuamente las condiciones de operación en cuatro fábricas de papel en Alemania Occidental y una en Suiza, operando con sistemas completamente cerrados. La tabla 1.1 muestra los intervalos de los parámetros en el agua de proceso alimentada. Algunos valores individuales fueron encontrados por extensión de una fábrica a otra. Durante el período de experimentación, una planta en particular mostró concentraciones muy excedidas de cloruros y fosfatos, con respecto a las demás plantas. Un aditivo químico fue encontrado responsable de esta extraordinaria modificación de sólidos disueltos, lo que se reflejaba en una reducción sustancial de la mezcla filtrable residual en el agua procesada. Tales intervalos de variación, considerables en algunos casos, son eventuales, no solo en los diferentes tipos de fibras usadas y grados de papel producido sino también en las diferentes vías por las que una planta determinada enfrenta el problema del sistema cerrado.

Las diferencias en capacidad y diseño de las máquinas también provocan variaciones drásticas de los valores de la carga orgánica en términos de DQO y DBOs. Durante el período de investigación, las capacidades variaron entre 800 y 2,200 m³. Los intervalos de producción anual estuvieron entre 30,000 y 55,000 toneladas.

TABLA 1.1 Parámetros del agua de proceso alimentada en plantas de papel que usan sistemas completamente cerrados (Geller y Gótttsching, 1982).

Parámetro	Intervalo
DQO (mg/L)	4,500 - 22,000
DBOs (mg/L)	2,000 - 8,100
SSVLM (mg/L)	4,500 - 23,000
Conductividad específica ($\mu\text{mho/cm}$)	3 - 11
pH	4.9 - 7.3
Sulfatos (mg/L)	240 - 2,350
Cloruros (mg/L)	130 - 2,950
Calcio (mg/L)	360 - 2,040
Hierro (mg/L)	0.5 - 47
Aluminio (mg/L)	0.5 - 53

La principal ventaja de este aspecto es la disminución del volumen total del efluente, aunque también debe mencionarse la disminución del volumen requerido de influente, ya que solamente se alimenta el agua requerida para compensar las pérdidas durante el proceso.

Como desventaja debe observarse el aumento de carga orgánica en el agua circulante (reflejado en un aumento de DQO y DBOs), que eventualmente sale, la disminución de la calidad del papel y la corrosión provocada sobre los equipos por la alta concentración de sales y lama.

En Finlandia, las fábricas de papel de una provincia fueron forzadas a investigar alternativas de tratamiento de desechos orgánicos acuosos, responsabilizándolas como reguladoras del control ambiental. Un método anaerobio denominado TAMAN pareció prometedora. Entonces, la asociación de fábricas de papel de aquella provincia (*The Tampella Anjala Paper Mill*) inició el desarrollo de la tecnología con estos fines, primero con pruebas de laboratorio y después a escala de planta piloto. Esta asociación logró a través de las diversas etapas de la investigación, desde las pruebas de laboratorio, hasta pruebas prototipo, la planeación del

primer proceso anaerobio de escala completa instalada en una planta de pulpa terminada e industrilización del papel.

El tratamiento anaerobio de aguas de desecho, representa un gran paso en la dirección del control ambiental, porque la mayor parte de los costos de operación pueden ser cubiertos por los beneficios del biogás generado en el proceso. Esta fue la razón por la cual la asociación finlandesa emprendió sus estudios a nivel laboratorio y luego en planta piloto obteniendo resultados valiosos con un reactor TAMAN multietapas. El agua de desecho utilizada en esta investigación provenía de un sistema mecánico de manufactura de pulpa y papel.

Las ventajas económicas del proceso TAMAN son solo comparables a aquéllas de los procesos de lodos activados (Rekunen, 1986).

Una fábrica de papel localizada en Indiana, Estados Unidos, inició su operación en 1975. El primer sistema de tratamiento de efluentes consistía en lagunas de aireación y estabilización. La carga inicial de DBOs era de 4,000 kg por día, contenida en 3,786 metros cúbicos de agua por día. Presentaba una descarga con once mil kg de DBO₅ por día en la misma cantidad de agua. Cuando el volumen de efluente aumentó en un 70%, la potencia para los aireadores lo hizo en un 90%. Esta combinación dió como resultado una gran produccin de biomasa.

En 1978, se transformó el sistema en uno anaerobio-aerobio, convirtiendo una laguna de aireación en una unidad anaerobia (la primera fábrica de papel en los EEUU de América con tal sistema). La otra laguna recibió en total 300 H.P. de aireación. Después de aprender y operar el sistema anaerobio, se observó en él una eficiencia del 80% de remoción de DBOs.

La eficiencia de remoción fue, en promedio, a lo largo de 3 años, de 98% y la generación de biomasa aerobia se redujo en un 80 a 90%, por medio de una estabilización de lodos. Estudios

recientes aparentemente logran disminuirla aún más (Rongchu y col., 1988).

Debido a las aplicaciones originales de la digestión anaerobia para la estabilización de lodos de agua de desecho municipal, este proceso fue desarrollado muy lentamente comparado con el tratamiento aerobio.

Eventualmente se encontró que el entendimiento erróneo se debió a la naturaleza del alimento orgánico para ambos procesos. Los procesos aerobios tratan las sustancias orgánicas simples que son solubles o coloidales en la naturaleza y fácilmente degradables. Sin embargo, los procesos anaerobios se usan para tratar lodos, los cuales son más complejos, particularmente por la dificultad para degradar células bacterianas generadas profusamente por los procesos aerobios.

De hecho el proceso anaerobio es muy importante. Solo un tercio de la DBOs del influente se remueve por el sedimentador primario para ser enviado después al digestor anaerobio (sólidos primarios). De la DBOs restante disuelta y coloidal, la cual entra al proceso aerobio, alrededor del 50% se convierte en CO₂ y el resto en células bacterianas, las cuales se envían al digestor anaerobio. Entonces, el proceso anaerobio debe estabilizar alrededor de dos tercios de la contaminación del influente de una planta municipal.

Sin embargo, en los tratamientos de desecho hay una gran necesidad de convertir las fracciones solubles y coloidales en una forma precipitada o insoluble que pueda separarse por gravedad para reducir los costos de separación. Por ello, como los lodos anaerobios no sedimentan fácilmente, siempre se prefería el sistema aerobio.

Uno se preguntaría porqué, de entrada, no se somete el agua residual a un proceso anaerobio.

Entre las principales ventajas del proceso anaerobio se pueden mencionar los bajos requerimientos de energía y nutrientes, la baja producción de lodo secundario, pueden recibir cargas orgánicas elevadas y la producción de metano como subproducto útil (Vochten y col., 1988).

Consecuentemente, el primer sistema utilizado en esa fábrica de papel consistió en lagunas aireadas en paralelo sin adición de nutrientes. Pero después de unos meses se encontró que la mejor operación requería lagunas aireadas colocadas en serie, aunque resultaban todavía insuficientes los nutrientes, por lo que se inició la adición de fósforo en la forma de ácido fosfórico y nitrógeno en forma de nitrato de amonio.

Se encontró también que el nitrógeno en esta forma resultaba poco efectivo y se adaptó un sistema semiautomático de adición de ácido fosfórico y amoníaco anhidro y el sistema mejoró dado que DBOs del efluente era alta y la biomasa no se estabilizaba completamente.

Fue necesario limpiar las lagunas dos veces en 1979 y una vez en 1980, lo cual representó grandes gastos y dificultades. El sobrenadante y sólidos remanentes se aplicaron como mejoradores de suelo.

Tabla 1.2.1. Evaluación comparativa entre un sistema aerobio y uno anaerobio/aerobio (Vochten y col., 1988).

Año	kg DBOs/día Promedio Influyente	kg DBOs/día Removido	Sistema	Eficiencia Total %
1976	4,070	3,627	Aerobio	89.1
1977	4,907	4,310	Aerobio	87.8
1978	7,136	6,076	Aerobio	85.1
1979	9,207	8,456	Anaerobio-Aerobio	91.8
1980	8,157	7,698	Anaerobio-Aerobio	94.4
1981	8,803	8,604	Anaerobio-Aerobio	97.7
1982	10,645	10,414	Anaerobio-Aerobio	97.8
1983	9,838	9,639	Anaerobio-Aerobio	98

Se tomó entonces la decisión de transformar el sistema en uno anaerobio/aerobio ya que se hicieron estudios de factibilidad económica, que demostraban un aumento en el rendimiento global. Esto se puede apreciar en la tabla 1.2.1.

1.2 Problemática en México

En la época en que fueron fundadas la mayoría de las fábricas nacionales de papel y celulosa, su localización fue determinada en función de las fuentes hidrológicas naturales adecuadas a las demandas de sus procesos.

En el transcurso de los años, las condiciones iniciales se han visto modificadas, surgiendo problemas inherentes al manejo de grandes volúmenes de agua y contaminación de los cuerpos receptores por los efluentes industriales. Las causas directas de estos problemas son básicamente; 1) El crecimiento demográfico natural, 2) El desarrollo industrial en torno a centros urbanos, 3) La necesidad de alcanzar niveles de producción acordes al explosivo desarrollo del país y 4) La necesidad en el mercado de nuevos y mejores tipos de papel.

La industria de la celulosa y el papel ocupa el séptimo lugar en tamaño dentro de las 13 industrias más contaminantes del país. Más de la mitad de las plantas se concentran en el valle de México, pero las tendencias expansivas acusan una progresiva descentralización hacia el interior del país. Las principales materias primas incluyen la madera (pino), plantas anuales (de bagazo de caña) y papel de desperdicio.

La producción de celulosa virgen impone la separación de la fibra de los componentes indeseables contenidos en la madera o la caña. Los procesos de separación se distinguen en cuatro categorías; sulfito, kraft, semiquímico y mecánico.

La pasta puede ser o no eventualmente blanqueada. La preparación de la pulpa y la adición de diversos aditivos, constituyen la etapa previa al ingreso de la solución fibrosa a la máquina de papel.

En términos generales, el tratamiento requerido para que las características de los efluentes de las industrias productoras de papel y celulosa se ajusten a las especificadas por el reglamento para la prevención y control de la contaminación de aguas, se reduce a tratamientos primarios exclusivamente.

Los sistemas de colección de aguas residuales en las fábricas de celulosa y papel varían en función de los procesos básicos de producción empleados, pero la práctica más común es descargar los desechos a diferentes colectores de acuerdo a su localización.

Sin embargo, es posible combinar los efluentes y conducirlos a un solo colector ó al sitio de tratamiento.

Un efluente que generalmente es segregado es el que acarrea desechos ácidos de las secuencias de blanqueo y procesos misceláneos, tales como la producción de óxido de cloro, digestión y producción de aceite de bogol. Se emplean para este efecto ductos anticorrosivos.

La máxima concentración de sólidos sedimentables permitida por el reglamento se expresa volumétricamente y es de 1 ml/L, en tanto que las concentraciones en las aguas residuales de la industria de la celulosa y el papel pueden variar entre 1 y 40 ml/L.

El tratamiento primario recomendado para reducir la concentración de sólidos sedimentables a la norma antes citada, consiste básicamente de una unidad de rejillas y desarenadoras seguidas de un sedimentador que puede requerir de ayudas químicas en el proceso.

A reserva de confirmar la aseveración con estudios de campo y laboratorio es posible afirmar que en la gran mayoría de los casos, un sistema bien operado permite ajustar el contenido de sólidos sedimentables a los especificados en el reglamento para la prevención y control de la contaminación de aguas.

Dado que los mayores contaminantes que conciernen a la industria de la celulosa y el papel son: temperatura, DBO_5 , DQO, color, sólidos disueltos, sólidos suspendidos y bacterias coliformes, además de que a nivel práctico no hay un proceso único, que pueda remover eficientemente todos estos contaminantes, resulta necesaria una secuencia de tratamientos. Por ello se han elegido varias alternativas para los efluentes industriales, en función de los intervalos de masas contaminantes descargadas y la eficiencia de los sistemas empleados. La primera secuencia sugiere la instalación de rejillas y cribas finas además de neutralización y uniformización de caudales en el pretratamiento. En el tratamiento primario se sugieren clasificadores primarios que tienen una eficiencia de remoción de materia orgánica suspendida, medida como DBO, de 10 a 40%, como DQO, de 10 a 30% y sólidos suspendidos de 60 a 90%. El paso del efluente de los sedimentadores a lagunas de aireación, puede remover del 40 al 85% de la materia orgánica coloidal o disuelta medida como DBO y de 30 a 60% de aquella medida como DQO. La segunda secuencia establece la instalación de depósitos de pretratamiento y clarificadores primarios similares a la secuencia anterior; la variación radica en que en lugar de pasar el efluente a lagunas aireadas pasa a reactores empacados capaces de remover del 30 al 70% de la DBO y de 20 a 50% de la DQO. El efluente de los reactores empacados pasa posteriormente a sedimentadores secundarios, donde se podría remover del 70 al 90% de los sólidos suspendidos formados durante el tratamiento aerobio en esos reactores.

La industria genera un volumen considerable de aguas residuales como resultado de su elevado consumo unitario. Adicionalmente, la calidad de las mismas es objetable desde el punto de vista ambiental a causa del alto contenido de sólidos suspendidos,

sedimentables y totales (totales más suspendidos), así como su color. La mayor carga orgánica se deriva de los llamados digestores, en tanto que los sólidos suspendidos y sedimentables se generan en la máquina de papel. Los extractores cáusticos son los responsables de los cambios súbitos de pH y sales inorgánicas.

Los sistemas de tratamiento de aguas residuales dentro de la industria papelerera y de celulosa incluyen casi todos los procesos convencionales conocidos. Sin embargo, en México, las industrias que depuran sus aguas mantienen casi únicamente sistemas primarios y sólo en algunos casos aislados un tratamiento secundario a base de lodos activados o lagunas de oxidación.

La generación de residuos sólidos en esta industria es relevante por cuanto que no siempre es observado un riguroso control de reciclado del mismo.

En el país, los rechazos de los patios de madera, cuartos de astillados, y sistemas de tratamiento, son los más voluminosos y en su generalidad son enviados a los rellenos sanitarios.

1.2.1 Normatividad en México para la industria de papel y celulosa

El sistema normativo de prevención ambiental de México cuenta con una ley federal y cuatro reglamentos que regulan entre otras a las descargas de aguas residuales. Los controles normativos de éstas encuentran su mayor expresión en la implantación de un paquete de parámetros conocidos como "condiciones particulares de descarga".

La industria de la pulpa y el papel está sujeta básicamente al control de parámetros relacionados con los sólidos sedimentables, carga orgánica y color.

En la Ley Federal de Protección al Ambiente (1982) se resumió un paquete de medidas reguladoras de la protección ambiental. Esta fué apoyada a su vez por un conjunto de reglamentos que en materia de contaminación incluían: El reglamento para la prevención y

control de la contaminación de las aguas (1973), el reglamento para la prevención y control de la contaminación atmosférica originada por la emisión de humos y polvos (1971) y el reglamento para la protección del ambiente contra la contaminación originada por la emisión de ruido, además de un sistema administrativo que previó los efectos nocivos que las nuevas obras públicas y privadas, de actividades primarias, de servicios o industriales pueden imprimir al medio ambiente. Este conjunto se conoce como procedimiento de impacto ambiental.

El caso particular del ramo industrial de la pulpa de celulosa y el papel, no es la excepción y está sujeta a los ordenamientos jurídicos y normativos referidos. Por una parte se controlan las emisiones atmosféricas, la generación de residuos sólidos y la descarga de aguas residuales y, por otra, mediante la guía para la evaluación de la manifestación de impacto ambiental de la pulpa y el papel, se garantiza que las nuevas fábricas integren en sus procesos e inversiones directas las consideraciones ambientales inherentes al manejo y destino final de los subproductos residuales.

La regulación de las descargas de aguas residuales que son vertidas a los diversos cuerpos receptores, conlleva a un proceso administrativo, técnico y jurídico referido como gestión ambiental.

Esta gestión incluye los siguientes pasos:

- 1) Registro de la descarga: Cada industria debe registrar sus descargas individuales ante la dependencia gubernamental reguladora, que hasta antes de julio de 1992 era la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología (SEDUE), y actualmente es la Secretaría de Desarrollo Social (SEDESOL). El registro debe constar de la descripción de los procesos industriales, volumen de cada descarga, característica de las aguas residuales y métodos de tratamiento final.

Esta información se analiza por el cuerpo técnico de la

dependencia, quién a través de continuas inspecciones técnicas verifica la bondad de la información (remitida por el responsable de la industria) y, considerando básicamente la naturaleza del cuerpo receptor, establece un conjunto de parámetros físico-químicos, bacteriológicos y especiales, que deben ser cubiertos por la empresa antes de que sus descargas sean vertidas al mismo.

Para el caso de la industria en cuestión, se otorga prioridad a aquéllos que son propios y extraordinariamente elevados en su concentración o nivel.

Resulta evidente que acondicionar la calidad de las aguas residuales en la descarga, constituye una operación que consume considerables recursos y tiempo para realizar estudios, diseños, construcción y arranque de los dispositivos de tratamiento. Por ello, la empresa propone un calendario de actividades que se supervisa por la dependencia oficial.

Tabla 1.2.2. Normas técnicas ecológicas vigentes para la industria de la celulosa y el papel (SEDUE, 1989)

Parametro	NTE-CCA-015/88 Industria de celulosa y papel		NTE-CCA-024/88 Industria elabo- radora de papel a partir de celu- losa virgen		NTE-CCA-025/88 Industria elabo- radora de papel de fibra celuló- sica reciclada	
	promedio diario	instan- táneo	promedio diario	instan- táneo	promedio diario	instan- táneo
pH	6-9	6-9	6-9	6-9	6-9	6-9
DBO (mg/L)	200	240	125	150	200	240
Sólidos suspensidos (mg/L)	200	240	125	150	200	240
Sólidos sedimenta- bles (ml/L)	8	8.2	4	5	8	9.6
Grasas y aceites (mg/L)	50	60	30	36	50	60

2) Supervisión y Vigilancia: La SEDESOL mantiene una supervisión periódica a efecto de que las acciones programadas para el control de la contaminación sean desarrolladas conforme al calendario establecido, y la no observación del mismo supone la aplicación de sanciones económicas y, en caso extremo, la clausura.

En 1988, la entonces SEDUE estableció una nueva ley, la "Ley general de protección ecológica", la cual establece entre sus normas técnicas ecológicas emitió tres que son aplicables actualmente a este giro industrial. En la tabla 1.2.2 se presenta un resumen de las tres normas técnicas vigentes.

La industria del papel y la celulosa se desarrolla en 14 estados de la República Mexicana existiendo 69 establecimientos: 7 de celulosa, 10 de papel y celulosa y 52 de papel (fig 1.1).

Al respecto destacan el Distrito Federal y el Estado de México con 34 establecimientos. La industria del papel ha mostrado un crecimiento ininterrumpido en los últimos 10 años como se puede observar en el Tabla 1.3 pasando de 1'583,000 toneladas en 1978 a casi 2'575,000 toneladas en 1986 (CNICP, 1990).

Tabla 1.3. Crecimiento de la industria del papel (CNICP, 1990)

Concepto	Producción	Variación	% Variación
1979	1'731,425	148,341	9.4
1980	1'896,403	164,978	9.5
1981	1'950,264	53,861	2.1
1982	1'986,473	36,209	1.9
1983	2'061,791	75,318	3.8
1984	2'239,679	177,888	8.6
1985	2'447,765	208,086	9.3
1986	2'470,229	22,464	0.9
1987	2'574,624	104,395	4.2
1988	2'593,551	18,927	0.7
1989	2'736,768	143,217	5.5

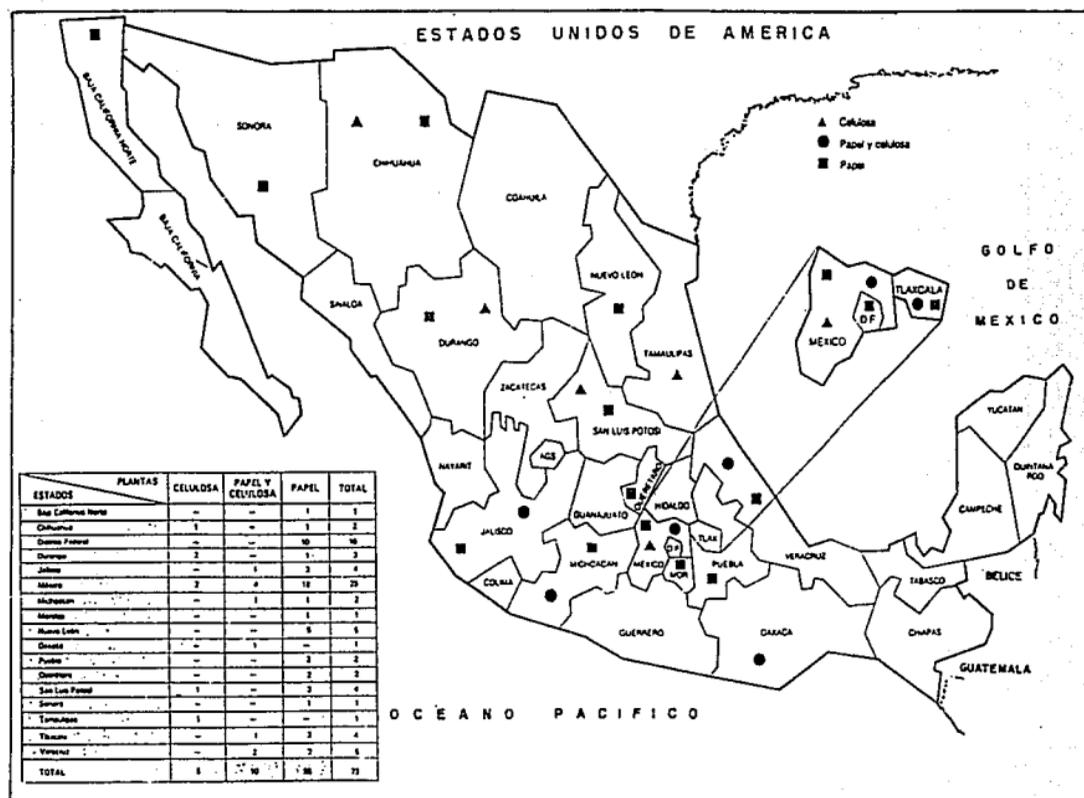


FIGURA 1.1 Localización de Plantas de celulosa, papel y celulosa-papel en la República Mexicana. (CINCP, 1990).

Por lo que se refiere a la producción de celulosa, ésta se contrajo un 5.8% en 1986 con respecto a 1985, recuperándose para el año de 1987. En dicho año, la producción nacional de celulosa fue de 780,535 toneladas.

Tabla 1.4 Crecimiento de la industria de la celulosa en México (CINCP, 1990)

Concepto	Producción (toneladas)	Variación	% Variación
1978	706,408	34,431	5.1
1979	717,468	11,060	1.6
1980	731,769	14,301	2.0
1981	742,483	10,714	1.5
1982	748,119	5,636	0.8
1983	759,480	11,361	1.5
1984	800,642	41,162	5.4
1985	820,416	19,774	2.5
1986	772,539	-47,877	-5.8
1987	780,535	7,996	1.0
1988	809,217	28,682	3.7
1989	799,043	-10,174	-1.3

En cuanto a producción, los estados de México, Veracruz y Querétaro sobresalen con el 51% de la producción total del papel, correspondiendo el 30% al primero de ellos.

Por otra parte, en cuanto a producción de celulosa, los estados de Veracruz, México, Chihuahua, Jalisco y Oaxaca aportan el 81.4%, correspondiendo el 20% a Veracruz.

La producción de celulosa y papel demanda grandes cantidades de agua a través de sus diferentes procesos destacando en la fabricación de celulosa las operaciones de lavado y cribado, blanqueado y cribado y secado con el 67% de la demanda.

De acuerdo con la Cámara de la Industria del Papel y Celulosa en México los índices de descarga son: para celulosa 121.5 a 135 m³/tonelada lo que, de acuerdo con la

producción actual, representa una generación de 94.8 a 105 millones de metros cúbicos por año en la fabricación de celulosa y 50.3 a 55.7 millones de metros cúbicos anuales en la fabricación de papel. (CINCP, 1990)

Tabla 1.5 Producción de papel por grupos y por entidades federativas y su participación relativa respecto del total de 1989 (CNICP, 1990)

Conceptos Estados	Escritura e impresión		Empaque		Sanitario y facial		Especiales	
	Vol	%	Vol.	%	Vol.	%	Vol.	%
México	119,198	13.7	541,644	37.0	109,159	31.0	16,723	33.9
Veracruz	187,236	21.4	29,965	2.1	81,104	23.1	-	-
Queretaro	104,163	11.9	106,821	7.3	87,511	25.8	2,050	4.2
Nuevo León	12,451	1.4	238,473	16.3	-	-	12,910	26.2
D.F.	31,927	3.7	161,787	11.1	6,983	2.0	7,547	15.3
S.L.P.	142,591	16.3	25,791	1.8	9,215	2.6	-	-
Jalisco	-	-	184,764	12.6	-	-	6,508	13.2
Oaxaca	158,451	18.2	-	-	-	-	17	-
Chihuahua	20,274	2.3	79,300	5.4	-	-	-	-
Michoacán	82,626	9.5	3,148	0.2	-	-	-	-
Puebla	13,805	1.6	28,365	1.9	-	-	5,646	11.4
Tlaxcala	20	-	6,060	0.4	29,206	8.3	-	-
Morelos	-	-	33,246	2.3	-	-	-	-
Sonora	-	-	23,644	1.6	-	-	-	-
B. California	-	-	-	-	12,776	3.6	-	-
TOTAL	872,742	100	1'463,008	100	351,667	100	49,351	100

Tabla 1.6 Distribución de agua por procesos en una industria integrada (fabricación de celulosa y papel), (CNICP, 1990)

Proceso	Demanda %	Descarga %
Patio de madera	0.0	1
Fabricación de celulosa	11.1	52
Blanqueo	5.2	23
Desfibración	4.2	0
Gaustificación	-	-
Evaporación y calderas	-	-
Maquinas de papel	56.09	-

Nota: La suma de los porcentajes para cada concepto no da el 100% debido a que se incluyeron procesos considerados como auxiliares o

no representativos de este tipo de producción.

Tabla 1.7. Producción de celulosa por grupos y por entidades federativas y su participación relativa respecto del total de 1989 (CNCICP, 1990)

Conceptos Estados	Celulosa de madera		Celulosa de plantas Anuales		Pasta mecá- nica de madera		Otras	
	Vol	%	Vol	%	Vol.	%	Vol	%
Veracruz	-	-	184,767	71.3	-	-	-	-
México	37,002	8.9	74,534	28.7	-	-	5,072	67.9
Chihuahua	126,090	30.5	-	-	-	-	-	-
Jalisco	125,227	30.3	-	-	-	-	-	-
Oaxaca	-	-	-	-	92,278	73.1	-	-
Michoacán	85,438	20.7	-	-	-	-	-	-
Durango	39,692	9.6	-	-	34,015	26.9	-	-
S.L.P.	3,364	0.8	-	-	-	-	-	-
D.F.	-	-	-	-	-	-	2,155	28.9
Tlaxcala	-	-	-	-	-	-	238	3.2
Total	438,176	100.0	227,392	100.0	107,502	100	7,645	100

Tabla 1.8. Distribución de agua por proceso en una industria no integrada-fabricación de celulosa (CNICP, 1990)

Proceso	Demanda %	Descarga %	Evaporación
Patio de madera	3.8	3.4	-
Cocedores	2.4	2.0	8
Lavado y cribado	17.6	43.5	5
Blanqueado	23.4	34.5	0
Cribado y secado	26.4	2.2	34
Caustificación	8.9	3.5	8
Evaporación y calderas	1.4	8.5	25

Nota: La suma de los porcentajes para cada concepto no dan el 100% debido a que se excluyeron procesos considerados como auxiliares o no representativos de este tipo de producción.

Tabla 1.9 Indices promedio de descarga de aguas residuales (CNIPC, 1990).

Concepto	Producción (Miles de toneladas)	Descarga Mm ³ /año	Indice de Descarga (m ³ / Ton)
Celulosa	531.2	66.7	130
Papel	1,112.7	35.1	31.5
Celulosa	780.5	94.8-105	121.5-135
Papel	2,574.6	50.3-55.7	20-22

Respecto a la calidad de las aguas residuales, destacan como parámetros contaminantes: material disuelto medido como DBO; sólidos suspendidos y disueltos y pH (tabla 1.10).

Tabla 1.10 Características de las aguas residuales crudas de la industria de la celulosa y el papel (CNIPC, 1990).

Proceso	Preparación de madera	Fabricación de celulosa		Blanqueo de celulosa		Fabricación de papel	
		al sulfato	al sulfito	al sulfato	al sulfito		
Parámetro							
Sólidos interv. susp. Prom.	67-1,44 318	- 364	- 319	88-783 379	32-352 120	92-1532 425	
Sólidos interv. Disuelt. Prom.	- 141	- 3020	- 4204	581-1768 1136	1008-3267 1639	294-3921 674	
Sólidos interv. Totales Prom	141-1760 459	- 3153	- 4523	1364-1856 1515	1048-3319 1759	266-5453 1098	
DBO interv. Prom	71-353 106	- 493	- 2586	51-556 190	136-352 200	28-736 148	
pH interv. Prom	6.5-8.0 7.0	9.5-12 -	1.2-2.9 -	- 2.9	2.9-6.8 3.6	4.3-6.9 5	

Tabla 1.11 Volúmen y participación relativa de las importaciones de celulosas, pastas y fibras secundarias (toneladas metricas) (CNICP, 1990).

TIPOS	1985	1986	1987	1988	1989 ²
Pasta Mecánica de Madera	40,238 4.5%	33,164 3.0%	25,562 2.1%	43,574 3.7%	44,249 3.2%
Al sulfato cuando procede de coníferas ¹	183,024 20.3%	208,681 19.0%	275,886 22.2%	198,599 16.6%	212,957 15.7%
Al sulfato cuando no procede de coníferas:	82,963 9.2%	97,396 8.9%	161,084 12.9%	106,121 8.9%	69,407 5.1%
Al sulfito ¹	4,662 0.5%	6,229 0.6%	8,047 0.6%	7,728 0.7%	695 0.1%
Fibras secundarias	443,897 49.3%	485,126 44.2%	598,090 48.1%	641,321 53.7%	785,988 57.9%
Papel periódico para des--- tintar	145,588 16.2%	266,554 24.3%	174,927 14.1%	195,952 16.4%	244,992 18.0%
TOTAL	900,372 100.0%	1'097,150 100.0%	1'243,596 ³ 100.0%	1'193,295 ³ 100.0%	1'358,288 ³ 100.0%

NOTAS :

1 Celulosas químicas de madera.

2 Estimado con datos reales enero-agosto 1989.

3 Este volumen incluye importaciones definitivas, temporales e internaciones.

Con base en estas consideraciones, a continuación se presentan los objetivos y metas de un proyecto global presentado por instituciones de educación superior e investigación, a sugerencia de una industria papelera particular.

1.3 Objetivos y metas del proyecto global

Los beneficios que representa para la industria el incremento de la eficiencia de sus sistemas internos de manejo de agua se pueden resumir de la siguiente forma:

- 1.- Recuperación de subproductos, particularmente fibra, en su sistema de recirculación interna de agua.
- 2.- Disminución de los costos de captación, conducción y tratamiento de las aguas de primer uso y
- 3.- Disminución de los costos de tratamiento y disposición final de sus aguas residuales.

Actualmente el tratamiento biológico más que el fisicoquímico se usa preferentemente en la purificación de efluentes de la industria del papel. Puede suponerse que este proceso seguirá manteniendo su rol dominante durante la próxima década, ya que la combinación de los diferentes sistemas biológicos presenta grandes ventajas desde el punto de vista técnico.

Estos métodos biológicos, como ya se dijo, pueden ser de dos tipos, aerobios y anaerobios, dependiendo de si los microorganismos utilizados requieren oxígeno o no. De estos métodos de tratamiento se obtienen, no solamente aguas tratadas no contaminantes, sino también subproductos de valor agregado como es la biomasa microbiana (en el caso del tratamiento aerobio) y gas metano (para el caso del tratamiento anaerobio). Estos subproductos dan al tratamiento biológico un atractivo adicional, que es el de aprovechar recursos renovables, que actualmente solo crean problemas.

El desarrollo de un proyecto multidisciplinario que contemple el tratamiento biológico de las aguas residuales de fábricas de papel y celulosa, tanto por métodos aerobios como anaerobios, tendría los siguientes objetivos:

1.- Establecer uno o varios arreglos de los sistemas de tratamiento que permitan la purificación de las aguas de desecho con el mínimo costo, considerando la producción de biomasa y/o biogás como subproductos.

2.- Desarrollar modelos matemáticos que simulen el comportamiento de las biocomunidades que proliferan en cada uno de los sistemas de tratamiento que se establezcan. Es decir, sentar las bases que permitan desarrollar sistemas de tratamiento a partir de simples caracterizaciones del efluente.

3.- Generar aguas tratadas no contaminantes que puedan ser arrojadas a los cuerpos acuíferos circunvecinos o ser empleados como aguas de riego en zonas agrícolas cercanas a las fábricas con el consecuente beneficio social a las comunidades que viven en el entorno de estas industrias.

Los sistemas en estudio son lodos activados, lagunas aireadas y reactores de discos para los sistemas aerobios y reactores empacados y de lecho fluidificado para los sistemas anaerobios. Con base en esos objetivos generales, los objetivos específicos de este trabajo son:

-Determinar los tiempos de residencia hidráulica más razonables en sistemas de lagunas aireadas a nivel de laboratorio, tomando como variable de respuesta la remoción de la "demanda química de oxígeno soluble" (DQO_s) y los "sólidos suspendidos volátiles del licor mezclado" (SSVLM) y encontrar los parámetros biocinéticos para diseño predictivo de lagunas aireadas empleando los datos obtenidos en el laboratorio.

En los siguientes capítulos se presentan los fundamentos de este sistema de tratamiento, el diseño experimental propuesto, los resultados obtenidos y las recomendaciones derivadas de este trabajo.

CAPITULO II

Bases Teóricas		pag.
2.1	Métodos aerobios de tratamiento.	33
2.1.1.	Proceso de lodos activados	33
2.1.2.	Lagunas aireadas	40
2.1.3.	Biodisco o reactor biológico rotatorio	41
2.2	Lagunas aeradas, bases de diseño.	43

2.1 Métodos aerobios de tratamiento.

Los sistemas de tratamiento de aguas residuales se basan en procesos de separación simples (figura 2.1). En ellos, la materia suspendida se separa por sedimentación si es más pesada o densa que el agua o por flotación si es más ligera que el agua.

El material disuelto o coloidal se precipita por medio de reacciones químicas y el sólido precipitado se separa nuevamente por sedimentación si es más denso que el agua o por flotación si es más ligero. Estas reacciones químicas pueden ser llevadas a cabo por compuestos inorgánicos o por microorganismos. En el primer caso, se conoce el tratamiento como fisicoquímico y en el segundo como biológico. El segundo sistema es más económico ya que los microorganismos actúan como reactivos y productos (e incluso como reactores) y por ello son preferidos sobre tratamientos fisicoquímicos. En el caso de los microorganismos, parte de sus productos metabólicos son gases. Tienen sin embargo, el inconveniente de que si el material contaminado es xenobiótico o recalcitrante a las reacciones bioquímicas de los microorganismos, no puede ser usado y, aunque sea más caro el tratamiento fisicoquímico, este último debe ser usado. Dentro de los procesos biológicos más usados, a continuación se da un bosquejo de algunos de ellos, tanto los basados en organismos floculados como los basados en organismos fijos en un soporte inerte.

2.1.1 Proceso de lodos activados

El proceso de lodos activados es capaz de convertir grandes cantidades de desechos orgánicos disueltos o coloidales biodegradables en biomasa floculada. En este proceso aerobio, tanto el material soluble orgánico como el coloidal remanentes del sedimentador primario se metabolizan por diversos grupos de microorganismos a dióxido de carbono, agua y nuevos microorganismos (fig 2.1).

El "lodo activado" es un ecosistema heterogéneo de microbios,

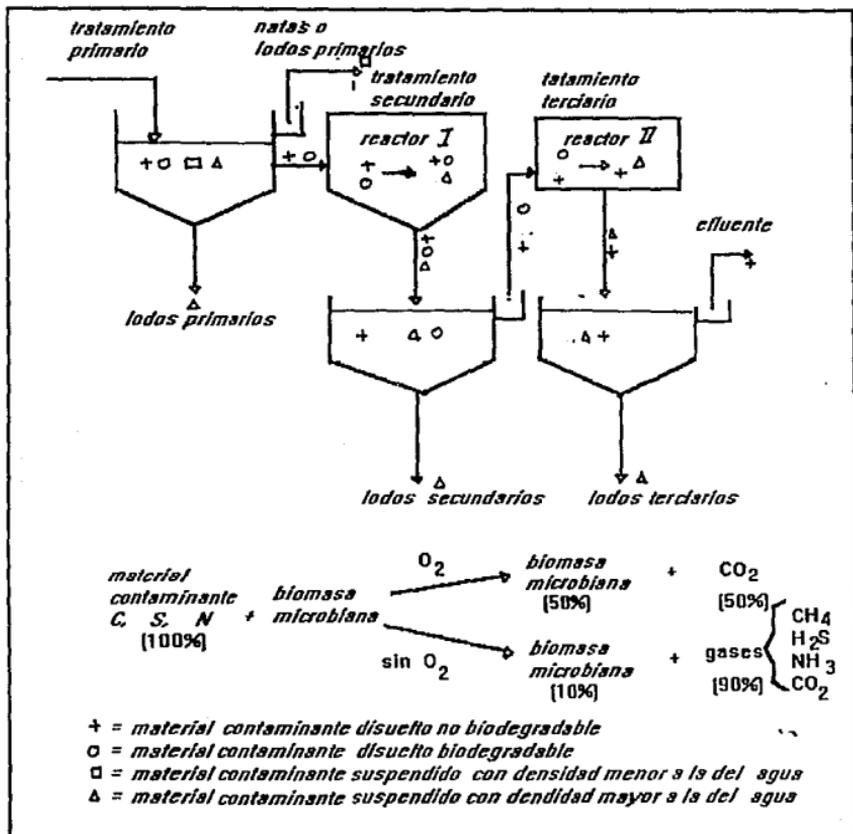


Figura 2.1 Esquema de depuraci3n de aguas residuales, tratamiento biol3gico (Dur3n, 1988).

constituido por bacterias, protozoarios, rotíferos, hongos y otros organismos. Las bacterias son las responsables de la asimilación de la mayor parte del material orgánico. Sin embargo, los protozoarios y los rotíferos son importantes porque eliminan a las bacterias dispersas que escaparían en el efluente del sistema por tener una densidad muy cercana a la del agua, además de que también metabolizan parte de la materia biodegradable (Luna-Pabello, 1987).

La utilización del sustrato (material orgánico) por una célula bacteriana puede describirse como un proceso de tres pasos; 1) La molécula del sustrato toca la pared celular, 2) La molécula de sustrato es transportada dentro de la célula y 3) La molécula de sustrato es metabolizada por los organelos de la célula.

Sin embargo, las bacterias requieren sustratos en formas solubles o coloidales, esto es moléculas compatibles estéricamente, las cuales pueden transportarse rápidamente dentro de la célula, por lo cual son primeramente adsorbidas en la interfase celular y después, metabolizada, o bien, transformarse externamente en fracciones transportables por exoenzimas o enzimas propias de la pared y después metabolizadas al interior de la célula.

Consecuentemente, los fenómenos de transferencia de masa y cinéticos son los factores limitantes de este proceso.

Para producir un efluente de alta calidad, la biomasa formada a partir de la materia orgánica presente en el agua de desecho se debe separar de la corriente líquida. Este proceso se completa en el clarificador secundario y resulta eficiente sólo si las especies microbianas presentes se aglomeran en forma rápida y tienen una densidad mayor a la del agua.

Si las reacciones de conversión son adecuadas, la cantidad de materia contaminante soluble del efluente, medida como DBO_5 soluble es generalmente menor de 5 mg/L pero, como siempre hay organismos arrastrados por el agua tratada, esta cantidad puede subir hasta valores de DBO_5 de 20 mg/L o mayores.

Se han presentado muchos estudios que pretenden describir el mecanismo de la floculación biológica, que da una densidad global mayor a la del agua, pero el trabajo de Pavoni (1972) parece ser el más factible. Pavoni propone que la floculación biológica se aglomera por el estado fisiológico de los microorganismos y esto no sucede hasta que los microorganismos encuentran el sustrato agotado o durante el desarrollo de la llamada fase endógena (Luna-Pabello, 1987). La floculación biológica se pretende ver como resultado de la interacción de polímeros extracelulares que se acumulan en la interfase celular durante el desarrollo endógeno.

Estos se vinculan dentro del material intercelular en tres dimensiones como resultado de atracciones físicas y electrostáticas de esos polímeros a la interfase celular.

Después de la separación de la fase líquida de la fase sólida (organismos floculados), la biomasa incrementada resultante de la síntesis durante la utilización del sustrato es desechada y una pequeña parte se regresa al reactor o tanque de aeración para ser usada como reactivo (o inóculo).

De esta forma, una masa relativamente constante de microorganismos se mantiene en el sistema y el comportamiento del proceso depende de la recirculación de suficiente biomasa. Si la separación de biomasa y concentración de la misma fallan, el proceso falla.

En la figura 2.2 se muestra el diagrama de bloques de una planta típica de lodos activados. En general puede considerarse que este proceso involucra: 1) La aeración del agua de desecho en presencia de una suspensión microbiológica, 2) La separación sólido-líquido seguida de una aeración, 3) La descarga de un efluente clarificado y 4) La separación del exceso de biomasa y retorno de un inóculo o reactivo al tanque de aeración.

Uno de los requerimientos fundamentales en el diseño de un proceso de lodos activados es el conocer qué tipo de reactor (tanque de

aeración) es el mejor para un problema dado. Desde este punto de vista, la geometría del reactor es importante porque ella determina el modo en que el líquido atraviese el tanque y fija el modelo de mezclado.

En general, dos tipos de regímenes de mezclado son los más propios para el proceso de lodos activados. El primero es el de flujo tapón. Este tipo de régimen de mezclado se caracteriza por un flujo ordenado de licor mezclado a través del tanque de aeración. Esto es, en otras palabras, que los elementos se van mezclando a lo largo del tanque y el grado de mezcla, va aumentando conforme se acerque a la descarga. Puede entonces, darse una mezcla lateral del licor pero conforme a la definición no deben mezclarse elementos de distintos puntos a lo largo del tanque de aeración es decir, a lo largo de la trayectoria de flujo.

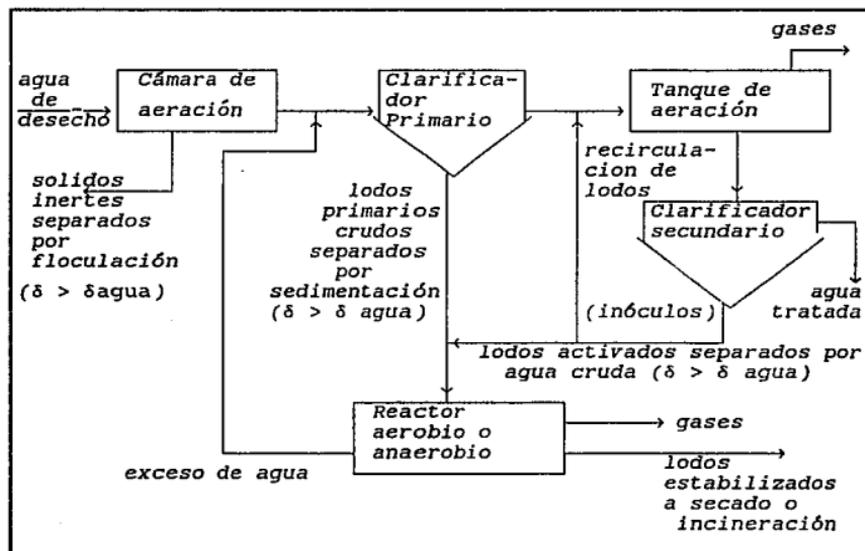


Figura 2.2 Diagrama de bloques típico para una planta de tratamiento de efluentes por el proceso de lodos activados (Benefield, 1980).

En un flujo tapón real, el tiempo de retención del tanque de aireación es el mismo para todos los elementos del licor mezclado.

El segundo tipo de régimen de mezclado es la agitación completa o el mezclado perfecto. En este caso, el contenido del tanque de aireación está tan bien agitado que la composición es homogénea (idéntica) en todos los puntos del tanque. De esta forma, en el estado estable (régimen permanente), el efluente del tanque de aireación tiene la misma composición en el mismo instante en el que el líquido entra al tanque, esto es, la reacción de conversión es instantánea.

Estos regímenes son conocidos como *agitación completa*, condiciones que raramente ocurren en la operación real de este sistema. Sin embargo, si el sistema se diseña correctamente, las aproximaciones serán suficientes para los propósitos de escalamiento y operación.

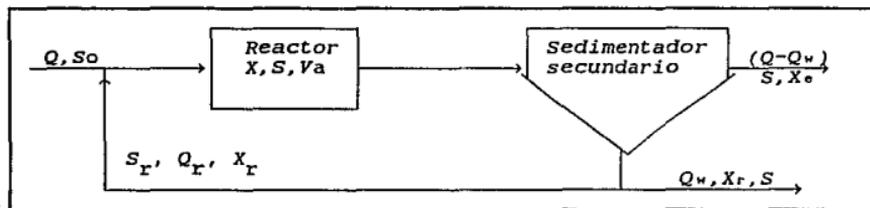


Figura 2.3 Diagrama de bloques para el proceso de lodos activados con flujo continuo y recirculación de lodos (Benefield, 1980).

donde:

Q = Flujo del influente, $L^3 \theta^{-1}$

S_o = Concentración de materia orgánica en el influente (reactivo o substrato no limitante) expresada como DBOs o DQO, $M L^{-3}$.

X = Concentración de sólidos volátiles en el líquido en el reactor o tanque de aireación, SSVLM (biomasa u organismos que actúan como reactivo no limitante y como producto), $M L^{-3}$.

S_r, S, S_e = Concentración de materia orgánica en la recirculación, el efluente y los lodos de desecho medida como DBOs o DQO, $M L^{-3}$.

Q_r = Flujo de recirculación $L^3 \theta^{-1}$

Q_w = Flujo extraído del sistema, $L^3 \theta^{-1}$; y

$Q - Q_w$ = Flujo del efluente $L^3 \theta^{-1}$

- X_e= Concentración de sólidos suspendidos volátiles en los lodos de desecho, M L⁻³
X_r= Concentración de sólidos suspendidos volátiles en los lodos de recirculación, M L⁻³

El tipo de régimen de mezclado es muy importante ya que afecta; 1) Los requerimientos de oxígeno a transferir en el tanque de aireación, ya que éste se considera el reactivo limitante para los fenómenos de transferencia de masa, 2) La susceptibilidad de la biomasa a las variaciones de las características de la alimentación. 3) Las condiciones ambientales locales en el tanque de aireación (tales como la temperatura, el pH etc.) y 4) La cinética gobernante del proceso de tratamiento.

Un subsistema biológico de agua residual para el proceso de lodos activados, para condiciones de flujo continuo con recirculación de lodos, se puede representar en la figura 2.3.

El residuo orgánico entra el reactor en el que se inculca un cultivo de organismos, en condiciones ambientales adecuadas. Al contenido líquido del reactor biológico se le llama licor mezclado.

En el reactor, los microorganismos llevan a cabo las reacciones de oxidación, síntesis y fase endógena. El medio ambiente aerobio y la mezcla de sustrato y microorganismos se mantiene mediante el uso de difusores o aeración mecánica. El sustrato o reactivo limitante es el oxígeno, que debe estar en concentraciones arriba de 2 mg/L en la película cercana a la pared celular de los organismos. Después de un tiempo determinado, el contenido pasa a un tanque de sedimentación, donde se lleva a cabo la separación de los sólidos generados (microorganismos floculados) del agua. Una parte de la biomasa sedimentada se retorna al tanque de aireación, para mantener la concentración deseada, medida como sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado y otra parte se retira como desecho. El nivel al cual la concentración de biomasa debe mantenerse en el reactor depende de la eficiencia deseada de tratamiento, el tiempo de residencia hidráulica, la concentración inicial de sustrato no limitante y otras consideraciones

relacionadas con la cinética del crecimiento y la utilización de los sustratos.

2.1.2 Lagunas aireadas

Una laguna aireada es un estanque en el que se trata agua residual de forma continua. El oxígeno generalmente se suministra por aireadores superficiales o unidades de aireación por difusión. La acción de los aireadores y la de las burbujas de aire que ascienden desde el difusor, mantienen en suspensión el contenido del estanque. Dependiendo del grado de aireación, las lagunas aireadas suelen clasificarse en aerobias, facultativas y anaerobias. El principio de operación de los microorganismos floculados es similar al de los sistemas de lodos activados.

Por lo anterior, una laguna aireada se puede considerar como un reactor de tanque completamente agitado, es decir, que se puede suponer que cumple con todos los puntos de la definición de ese modelo: 1) Es un reactor de proceso continuo, 2) La concentración del reactivo una vez convertida en producto una parte de él, es la misma en todos los puntos dentro del reactor y 3) La concentración de reactivo que no ha reaccionado es la misma en el efluente que en el interior del reactor.

El tratamiento de aguas de desecho a base de estanques o lagunas aireadas se ha utilizado por muchos años, particularmente como sistemas de tratamiento de aguas para comunidades pequeñas. Desde sus inicios se han usado muchos términos para describir los diferentes tipos de sistemas de tratamiento de aguas. Por ejemplo, en años recientes se emplearon las palabras "estanque de oxidación" para designar a todos los tipos de estanque.

Originalmente, un estanque de oxidación era el que recibía agua de desecho parcialmente tratada, en tanto que un estanque que recibiera agua de desecho cruda era conocida como "laguna de aguas fecales".

Actualmente, la clasificación de las lagunas más aceptada es la de Caldwell (1973):

1.- Estanques aerobios: Aquellos estanques que tienen menos de 1 m (3 pies) de profundidad. En ellos el oxígeno disuelto se mantiene principalmente por la acción de la fotosíntesis de las algas que viven en simbiosis con las bacterias y otros organismos aerobios, así como por la disolución del oxígeno del aire,

2.- Estanques facultativos: Estanques entre 1 y 2.5m (3 y 8 pies) de profundidad, tienen una zona inferior anaerobia, una zona intermedia que es facultativa y una zona aerobia mantenida por medio de la fotosíntesis y la aireación superficial,

3.- Estanques anaerobios: Estanques profundos que reciben una carga orgánica tal, que prevalecen las condiciones anaerobias en todas las zonas del estanque, 4.- Estanques terciarios de maduración: Estanques utilizados para "pulir" efluentes provenientes de otros procesos biológicos. El oxígeno disuelto es suministrado a través de la fotosíntesis y la aireación superficial. Estos estanques también se conocen como estanques pulidores y

5.- Lagunas aireadas: Estanques oxigenados a través de difusores de aire (aireación superficial).

2.1.3 Biodisco o reactor biológico rotatorio (RBR)

Los principios biológicos involucrados en los procesos del reactor biológico rotatorio son los mismos que para los otros procesos biológicos de tratamiento ya descritos, excepto que los microorganismos en este caso crecen en un ambiente aerobio controlado por el movimiento de los discos donde se fijan los organismos depuradores. Esto hace que formen una película activa sobre un material inerte.

La característica fundamental del biodisco es justamente que los microorganismos están adheridos a la superficie del disco, el cual

está parcialmente sumergido en el agua residual. Los discos fabricados de sustancias inertes como el plástico o la fibra de vidrio, están colocados en una flecha horizontal montada sobre un tanque de fibra de vidrio o de acero recubierto con pintura epóxica u otro material inerte y sumergidos aproximadamente en un 40% de su área superficial total en el líquido en tratamiento. Los microorganismos presentes en el agua residual, comienzan a fijarse y multiplicarse en la superficie de los discos que se cubren con una película biológica de 2 a 4 mm de espesor (Benefield y Randall, 1980).

Durante la rotación, el reactor acarrea una película de agua residual, la cual absorbe oxígeno del aire para que los organismos de la película biológica, fijos a los discos, puedan realizar su metabolismo y remover la materia orgánica soluble en el licor dentro del reactor convirtiéndola en nuevos organismos, agua y CO_2 .

El suministro de oxígeno y la remoción de la materia orgánica, se efectúa mientras el sistema de discos continúa girando a través del agua residual contenida en el tanque.

Las fuerzas de fricción ejercidas sobre la película biológica al chocar con la superficie el agua provocan que el exceso de biomasa se desprenda de los discos. Esto evita el engrosamiento excesivo de la película biológica manteniéndola con un espesor casi constante, que es función del sustrato removido y de la velocidad de rotación. La rotación del sistema también mantiene en suspensión a la biomasa desprendida hasta que el flujo de agua la lleva fuera del reactor para su separación posterior por sedimentación, en un clarificador secundario.

La rotación del sistema de discos cumple con algunos propósitos:

- 1.- Proporciona contacto vigoroso entre la película y el agua residual,
- 2.- Expone continuamente al aire a la película biológica. Esto mantiene el sistema en condiciones aerobias,
- 3.- Ayuda a la distribución uniforme del oxígeno y del sustrato

soluble en la biomasa (sistema de mezclado adecuado para los fenómenos de transferencia de masa),

4.- Crea un medio mecánico para establecer un equilibrio de la biomasa de organismos adheridos a los discos y la que se encuentra en suspensión en el licor del reactor y

5.- Mantiene el reactor biológico en condiciones de mojado propicias para la difusión de los gases.

El desarrollo de la película biológica se divide en tres etapas (Trulear y Characklis, 1982):

Fase de inducción: Esta fase comprende la adsorción orgánica, seguida del transporte y adhesión de las bacterias sobre la superficie inerte,

Fase de acumulación: Durante esta fase hay un aumento logarítmico de la población de bacterias con una tasa de acumulación constante y

Fase estacionaria: En esta fase la película biológica despreñida y la producida se encuentran en equilibrio dinámico.

De todos estos sistemas aerobios, el que será usado en este trabajo es el de las lagunas aireadas. A continuación se presenta con más detalle.

2.2 Lagunas aireadas

Debido a que todos los sólidos se mantienen en suspensión, el tiempo de retención requerido en las lagunas aireadas para la remoción de la materia biodegradable, medida como DBO soluble, será menor que aquel requerido en las lagunas facultativas (Komanik, 1972). Sin embargo, los requerimientos de potencia para el mezclado en las lagunas aerobias serán mucho mayores que aquéllos que se requieren para las lagunas facultativas. Adicionalmente, debido a que todos los sólidos se mantienen en suspensión, el efluente de una laguna aerobia tendrá mucho mayor concentración de sólidos que el efluente de una laguna facultativa. Esto hace que se requiera de un paso de separación sólido-líquido si se desea un efluente de alta calidad. Las lagunas aerobias son, actualmente, un sistema de lodos activados sin recirculación.

En una laguna aerobia, la aireación cumple dos funciones: transferencia de oxígeno y mezclado. En muchas de las modificaciones del proceso de lodos activados, la transferencia de oxígeno, controla el diseño del aireador. Sin embargo, Eckenfelder señaló en 1970 que, para lagunas y sistemas de aireación extendida, los requerimientos de mezclado controlan el nivel de potencia en la mayoría de las situaciones. Mc.Kinney y colaboradores (1971) establecieron que los requerimientos de oxígeno son los que controlan, si es que el tiempo de residencia en la laguna es menor de 24 horas, pero que los requerimientos de mezclado serán los que controlen, cuando el tiempo de residencia sea mayor de 24 horas.

Actualmente no existe un método "racional" que permita al ingeniero determinar el nivel de potencia requerido para la suspensión total de los sólidos en el sistema. Debido a esto, es necesario depender de métodos empíricos basados en datos experimentales y operacionales. Como una guía para el diseño, la corporación Clow, (citado por Benefield, 1980) recomienda que, para lagunas con profundidad en el intervalo de 2.5 a 6m (8 a 18 pies) y concentraciones de sólidos suspendidos en el intervalo de 1000 a 5000 mg/L, el nivel de potencia estará entre 16 y 32 Hp/10³m³ (60 y 120 Hp/10⁶gal) para alcanzar un mezclado completo. Una restricción para usar este criterio es que la longitud de la laguna no exceda de 1.25 veces la anchura. Se cree que condiciones semejantes proveerán velocidades de fondo mayores de 0.15 m/seg (0.5 ft/seg,) lo mínimo necesario para garantizar un mezclado completo. Si se emplea aireación superficial, los datos experimentales han mostrado que, para mantener los sólidos en suspensión, la profundidad de las lagunas se debe limitar entre 4 y 5m (12 y 15 pies) cuando no se hacen provisiones para capacidades profundidad-mezclado. Si se emplean tubos o algún otro equipo especial, la profundidad puede extenderse de 5.5 a 6m (17 a 20 pies).

Malma y colaboradores (1972) indican que se requiere de un nivel de potencia mínima de 8 Hp/10³m³ (30 Hp/10⁶G) para un mezclado

completo de lagunas aireadas. Los datos que apoyan estos requerimientos se presentan en la figura 2.4. Las desviaciones de un régimen de mezclado completo están dados en términos del número de tanques completamente agitados conectados en serie ya que hay que recordar que un régimen de flujo tapón puede aproximarse por un gran número de reactores completamente agitados puestos en serie.

Dado que los aireadores oxigenan al líquido por bombeo, la relación entre volumen de líquido bajo aireación y aireación-caballo de potencia tendrá un efecto sobre la velocidad de transferencia de oxígeno. El intervalo promedio de niveles de potencia para diferentes sistemas de aireación se presentan en la figura 2.4. El intervalo potencia-nivel que se proporciona en esta figura para sistemas de lagunas aireadas es casi igual o ligeramente menor que los niveles mínimos mostrados para ejercer un efecto significativo sobre la tasa de la transferencia de oxígeno. Como un resultado, el efecto de los niveles de potencia sobre las tasas de transferencia de oxígeno, puede ser generalmente despreciado en el diseño de sistemas de aireación para lagunas.

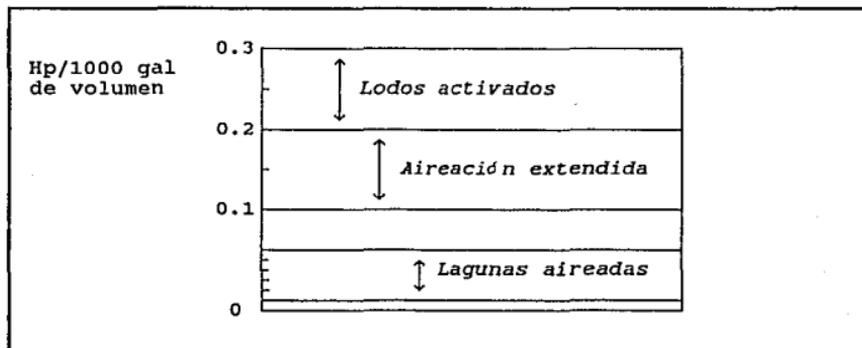


Figura 2.4 Intervalo promedio de Hp/1000 gal para diferentes tipos de sistemas de aireación (Benefield, 1980).

Para seleccionar el número de unidades de aeración y su localización en una laguna, basando esta decisión en los requerimientos totales de potencia, se debe considerar que los aireadores generan zonas de aeración "encimadas" para asegurar que no haya zonas sin aeración. Para esta consideración debe tomarse en cuenta también la profundidad de la laguna. La figura 2.6 ilustra este efecto para un aireador dado. Los datos de operación deben ser proporcionados por el fabricante especificando la profundidad de la laguna y la potencia requerida con un "diámetro de influencia" del aerador dado (tabla 2.1).

Tabla 2.1 Datos acerca del comportamiento de aireadores superficiales típicos de baja velocidad (Benefield, 1980).

Potencia (HP)	Profundidad (pies)	Zona de completo mezclado (pies)	Zona de dispersión de Oxígeno (pies)
3.0	6	50	150
5.0	6	70	210
10.0	8	90	260
20.0	10	115	330
25.0	10	130	375

Basándose en los requerimientos de potencia total, el número de unidades de aireación individual será seleccionado y estas unidades se deberán localizar en la laguna, así que existe un traslape de zonas completamente mezcladas. Haciendo tal determinación, el efecto de la profundidad de la laguna sobre el diámetro de influencia se debe considerar en una laguna totalmente mezclada. La figura (2.6) ilustra este efecto para una unidad de aireación superficial específica. El cumplimiento de los datos suministrados por los fabricantes especificarán la profundidad y los caballos de potencia asociados con el diámetro particular de influencia (tabla 2.5).

Sawyer (1968) sugiere que no se usen unidades de aireación con potencias mayores a 25 HP, ya que tienden a crear demasiado mezclado puntual y fallan para alcanzar un mezclado uniforme sobre toda la "zona de influencia".

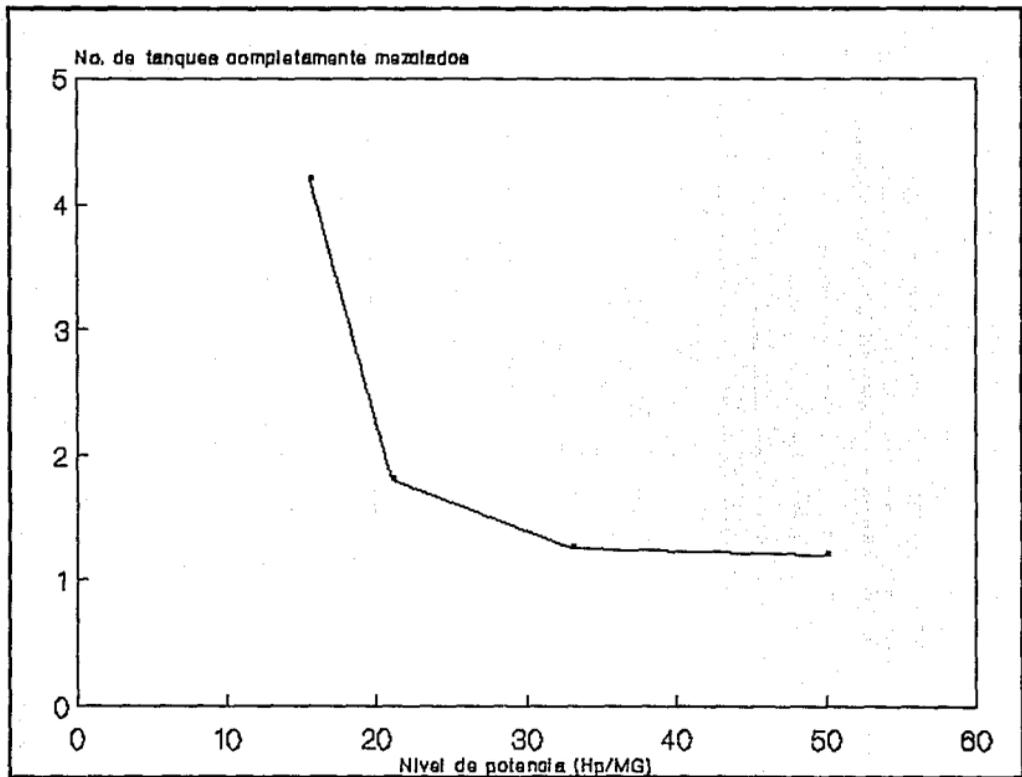


Figura 2.5 Intervalo promedio de Hp/MG para diferentes tipos de sistemas de aireación (Benfield, 1980).

• MG= millones de galones

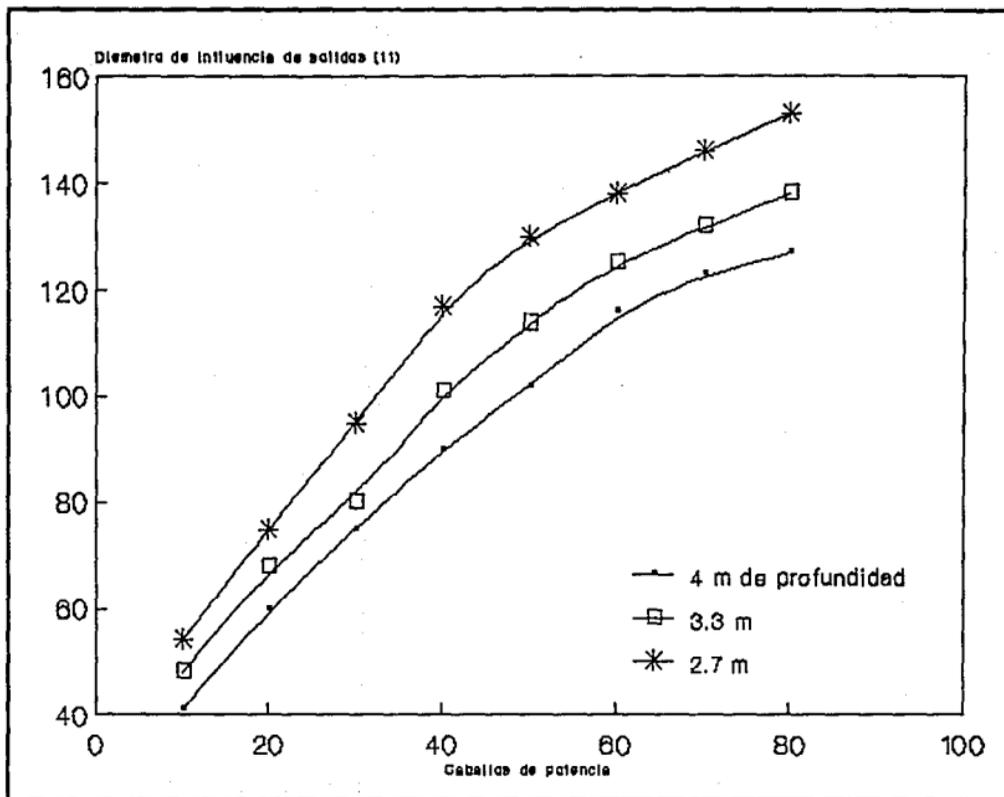


Figura 2.6 Características de mezclado de un aireador superficial (Ford, 1970)

Mc.Kinney y colaboradores (1971) establecen que el bombeo por unidad de potencia, decrece conforme se incrementan los caballos de fuerza. Esto implica que varias unidades de aireación pequeñas serán más económicas y eficaces que una unidad grande. Un arreglo de este tipo también da un cierto grado de flexibilidad operacional en la eventual falla alguno de los equipos de aireación.

Debido a que las lagunas aerobias pueden simularse como un reactor completamente agitado sin recirculación celular, las ecuaciones de diseño para este proceso pueden desarrollarse aplicando balances de material y relaciones cinéticas típicas (Benefield, 1981).

Cuando se pone un pequeño número de células bacterianas en un recipiente cerrado, que contenga alimento suficiente en un ambiente propicio, se desarrolla una comunidad.

El desarrollo celular demuestra la función del sistema enzimático dirigiendo la absorción de sustancias macromoleculares al citoplasma. Sin embargo, el aumento de masa citoplásmica y la proliferación de un organismo no perduran indefinidamente, después de alcanzar un nivel de población característico, las células se destruyen debido a limitaciones internas y hereditarias. En algunas especies de bacterias la velocidad de crecimiento de la población puede seguir un patrón de desarrollo como el mostrado en la figura (2.7) (Lamanna, 1965; Knaysi, 1951). La curva mostrada puede dividirse en seis fases bien delimitadas (Monod, 1949).

- 1) *Fase retrasada*; adaptación al nuevo ambiente, largo tiempo de generación, velocidad de crecimiento nula, actividad metabólica máxima y tamaño celular máximo.
- 2) *Fase de aceleración*; decrece el tiempo de generación y se incrementa la velocidad de reproducción en la comunidad.
- 3) *Fase exponencial*; Tiempo de generación mínimo y constante, velocidad de crecimiento máxima y constante, velocidad de conversión de sustrato máxima, y se logra el estado estable denotado por cocientes de DNA/célula, RNA/célula y

proteínas/célula aproximadamente constantes, densidad celular constante y mínimo diámetro celular.

4) *Fase de cultivo decreciente*; Incremento del tiempo de generación, decrece la velocidad de crecimiento debido al decremento gradual de la concentración del substrato y se aumenta la acumulación de metabolitos tóxicos.

5) *Fase estacionaria*; agotamiento de nutrientes, alta concentración de metabolitos tóxicos y amontonamiento físico máximo. Wilkinson (1975) menciona que la fase estacionaria puede resultar del equilibrio entre la proliferación y la muerte, pero normalmente es el resultado de la permanencia de las células en un estado de animación suspendida.

6) *Fase end gena*; metabolismo endógeno, alta velocidad de muerte y rompimiento celular.

Es importante aclarar que el ciclo de vida descrito, no es una propiedad básica de la células bacterianas sino el resultado de su interacción con el ambiente en un sistema cerrado. Es posible mantener las células en la fase exponencial por largos períodos de tiempo, si se usa un sistema abierto tal como el proceso de flujo continuo.

Algunos de los más importantes requisitos para el desarrollo de la biomasa en los ecosistemas bacterianos son 1) una fuente de energía, 2) una fuente de carbon y 3) un ambiente fisicoquímico propicio.

Cuando se mantienen todas las condiciones adecuadas para el desarrollo microbiano, para un incremento de tiempo Δt , el incremento en la concentración de biomasa ΔX es proporcional a la concentración de biomasa presente X .

$$\frac{\Delta X}{\Delta t} \propto X \quad (2.1)$$

La ecuación (2.1) puede escribirse como una igualdad, introduciendo una constante de proporcionalidad K .

$$\frac{\Delta X}{\Delta t} = K X \quad (2.2)$$

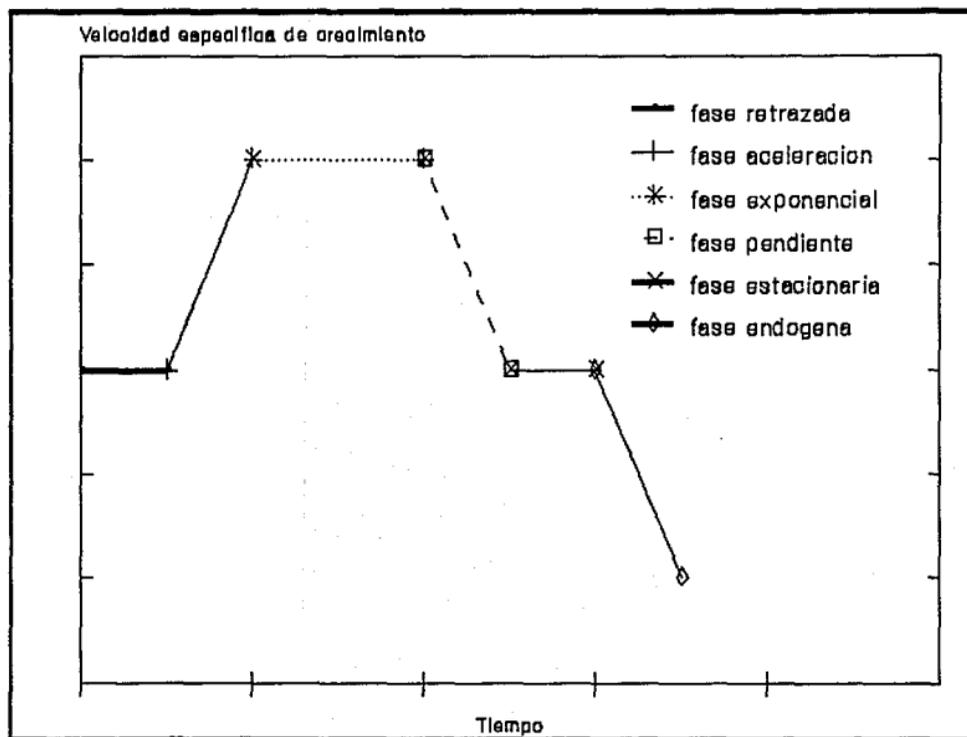


Figura 2.7 Curva característica de desarrollo de cultivos de microorganismos. (Monod, 1949)

Tomando el límite $\Delta t \rightarrow 0$ para obtener la derivada;

$$\frac{dX}{dt} = K X \quad (2.3)$$

donde la derivada (dX/dt) expresa la velocidad de crecimiento de la biomasa y tiene las dimensiones $M L^{-3} \theta^{-1}$.

Si se utiliza X_0 para representar la concentración de biomasa a $t=0$, la integración de la ecuación (2.3) da

$$\ln X = \ln X_0 + Kt \quad (2.4)$$

convirtiendo el logaritmo a base 10, la ecuación (2.4) queda así;

$$\log X = \log X_0 + Kt/2.3 \quad (2.5)$$

la ecuación (2.5) sugiere que en una gráfica $\log X$ vs t se mostrará una recta cuya pendiente tendrá un valor igual a $Kt/2.3$.

La ecuación (2.4) puede reacomodarse para quedar así;

$$\ln \left(\frac{X}{X_0} \right) = K t \quad (2.6)$$

$$6 \quad X = X_0 \exp (Kt) \quad (2.7)$$

Se considera que una comunidad que siga el comportamiento indicado por la ecuación (2.7) tiene un desarrollo exponencial.

La ecuación (2.2) debe ser dimensionalmente congruente. Si X esta dada como concentración es decir $M L^{-3}$, entonces $\Delta X/\Delta t$ tendrá unidades de $M L^{-3} \theta^{-1}$, mismas que debe tener la expresión KX , por lo tanto, K llevará unidades de θ^{-1} . La ecuación (2.2) puede escribirse así;

$$\frac{(dX/dt)}{X} = K \quad (2.8)$$

El parámetro K representa la velocidad de crecimiento por unidad de

cantidad de biomasa y se denomina velocidad específica de crecimiento.

Pirt (1975) dice que la ley de crecimiento exponencial se seguirá siempre y cuando no cambien la composición de la biomasa y/o las condiciones ambientales. Los cambios en las condiciones ambientales son las causas más comunes de la desviación de la ley de crecimiento exponencial.

Monod (1949) describió en forma cuantitativa el crecimiento clásico de biomasa mediante una gráfica en la que incluyó las fases de crecimiento exponencial y pendiente. Esta gráfica se muestra en la figura (2.7). En estudios experimentales él observó que la velocidad de crecimiento (dx/dt), es una función, no solo de la concentración de biomasa sino también de la concentración de algunos nutrientes limitantes. El describió la relación entre la concentración residual del nutriente y la velocidad específica de crecimiento de biomasa mediante la ecuación;

$$K = K_m \frac{S}{K_m + S} \quad (2.9)$$

donde K es la velocidad específica de crecimiento θ^{-1}

K_m es el valor máximo de K a concentraciones de saturación del sustrato limitante, θ^{-1} .

S es la concentración del sustrato limitante residual $M L^{-3}$

K_s es la constante de saturación, numéricamente igual a la concentración cuando $K=K_m/2$, $M L^{-3}$

Esta curva se ilustra en la figura 2.8 en la cual se puede apreciar la relación entre la velocidad específica de crecimiento y la concentración del sustrato limitante, y tiene la misma forma que la curva descrita por la ecuación de Michelis-Menten (ecuación 2.10) desarrollada para describir la saturación de una enzima con un sustrato.

$$r = \frac{R_{max} [S]}{K_m + [S]} \quad (2.10)$$

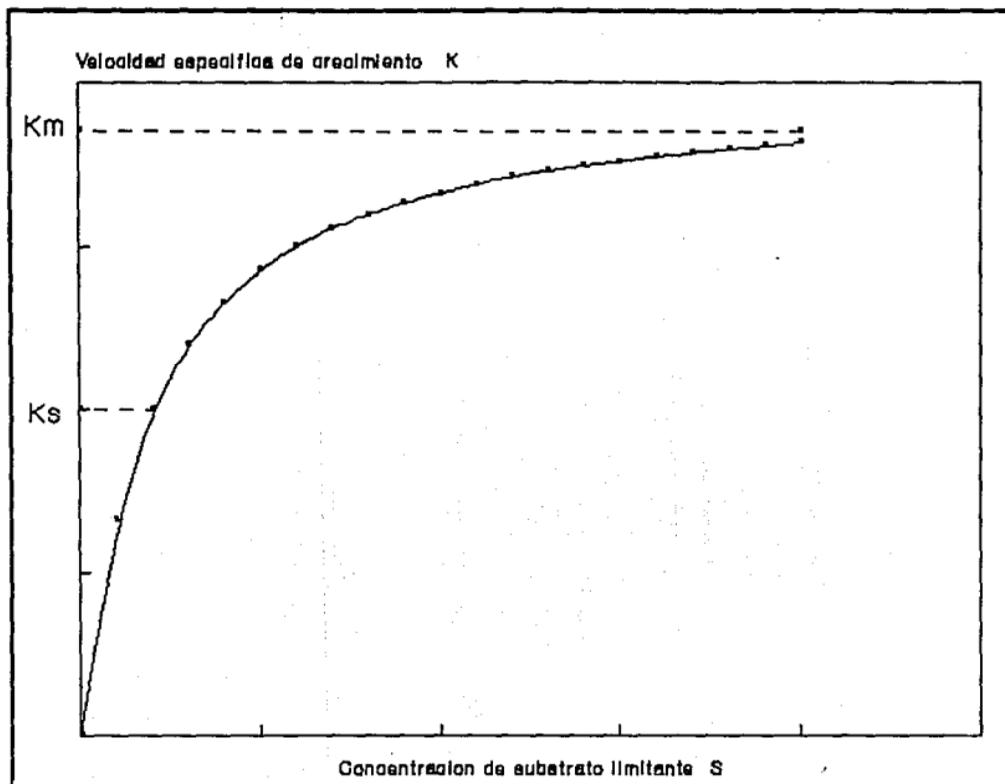


Figura 2.8 Relación entre la velocidad específica de crecimiento y el sustrato (Benefield, 1980).

De la ecuación (2.9) se puede observar que la velocidad específica de crecimiento puede tener algún valor constante entre cero y K_m , dado que la concentración de sustrato puede mantenerse constante. El diseño de algunos procesos de tratamiento están basados en esta característica.

Cuando se aplica la ecuación de Monod, el término S , debe usarse para la concentración del nutriente limitante. La fuente de carbón y energía, medida como demanda bioquímica de oxígeno (DBO), demanda química de oxígeno (DQO) ó carbón orgánico total (COT), normalmente se considera el nutriente limitante en el proceso de tratamiento. Sin embargo debe entenderse que el crecimiento puede controlarse por otras sustancias tales como el nitrógeno y el fósforo.

A continuación se presenta un diagrama de flujo para una laguna aerobia.

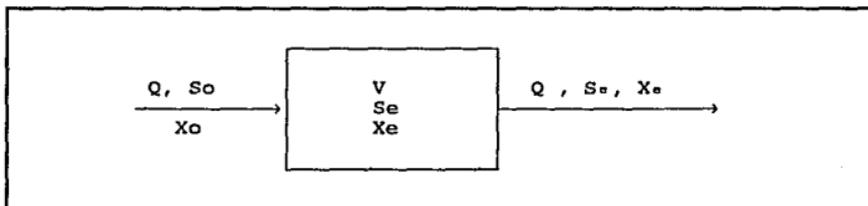


Figura 2.9 Diagrama de bloques de una laguna de oxidación (Benefield, 1981).

En esta figura, Q representa la velocidad de flujo del agua residual hacia la laguna ($L^3\theta^{-1}$); S_o , es la concentración del sustrato en el agua residual cruda (ML^{-3}); V , el volumen de la laguna (L^3); S_e , la concentración del sustrato soluble del efluente (ML^{-3}) y $X_{o,e}$, la concentración de la biomasa en la entrada y en la laguna respectivamente. Las expresiones de los balances de materia se derivarán de la figura 2.9 y están basadas en suposiciones propias para desarrollar el modelo cinético para la modificación del proceso de lodos activados completamente mezclado.

Para un proceso de lagunas aerobias la expresión resultante es:

$$\theta_c = \frac{(X)r}{(\Delta X/\Delta t)r} \quad (2.11)$$

θ_c = Tiempo de retención de biomasa en la laguna

X = Biomasa activa total en el sistema de tratamiento

$\Delta X/\Delta t$ = Cantidad total de biomasa activa removida del sistema diariamente, ($M\theta^{-1}$). Esto incluye sólidos desechables a propósito además de los perdidos en el efluente.

y:

$$\theta_c = \frac{X_0 V}{X_0 Q} = \frac{V}{Q} \quad (2.12)$$

Si $X_0 \ll X$

ya que el tiempo de residencia hidraulica es igual a V/Q , la ecuación (2.11) también puede escribirse:

$$\theta_c = t \quad (2.13)$$

donde t es el tiempo de residencia hidráulica.

Por lo tanto, el tiempo de retención de sólidos biológicos se muestra igual al tiempo de residencia hidráulica para sistemas completamente mezclados ya que no se emplea recirculación.

Un balance de materia para la biomasa alrededor del sistema de tratamiento íntegro (de acuerdo a la figura 2.9) da:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{rapidez global} \\ \text{en el cambio de} \\ \text{cantidad de} \\ \text{biomasa en el} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{velocidad con} \\ \text{que la biomasa} \\ \text{aparece en el} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{velocidad a la} \\ \text{cual la biomasa} \\ \text{abandona el} \\ \text{sistema} \end{array} \right\}$$

lo cual puede representarse matemáticamente como:

$$\left(\frac{dX}{dt} \right) V = \left(\frac{dX}{dt} \right)_u V - QX \quad (2.14)$$

Sustituyendo $(dX/dt)_u$ de la ecuación (2.15):

$$dx/dt = Y_t \left(\frac{dS}{dt} \right) - k_d X \quad (2.15)$$

donde Y_t se define como constante específica de sustrato, y Q de la ecuación (2.16):

$$\frac{Q(S_0 - S_e)}{XV} = K S_e \quad (2.16)$$

la ecuación (2.13) se convierte en:

$$\left(\frac{dx}{dt} \right) V = \left[Y_t \left(\frac{dS}{dt} \right)_u - k_d X \right] V - VX/Q_c \quad (2.17)$$

En régimen permanente:

$$\left(\begin{array}{l} \text{velocidad a la} \\ \text{cual la biomasa} \\ \text{aparece en el} \\ \text{sistema} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{velocidad a la} \\ \text{cual la biomasa} \\ \text{deja el sistema} \end{array} \right) \quad (2.18)$$

lo que implica que:

$$dx/dt = 0 \quad (2.19)$$

Así entonces, en régimen permanente la ecuación puede escribirse como:

$$0 = \left[Y_t \left(\frac{dS}{dt} \right)_u - k_d X \right] V - VX/Q_c$$

$$1/Q_c = Y_t \frac{(dS/dt)_u}{X} - k_d \quad (2.20)$$

La ecuación (2.16) es idéntica a la que se desarrollaría para el caso de recirculación.

Un esquema para balance de materia para el sustrato que entra y sale a la laguna da:

$$\left(\begin{array}{l} \text{tasa neta de} \\ \text{cambio en la} \\ \text{cantidad de} \\ \text{sustrato} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{tasa a la cual} \\ \text{el sustrato} \\ \text{entra a la} \\ \text{laguna} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{tasa en la cual} \\ \text{el sustrato} \\ \text{desaparece de la} \\ \text{laguna} \end{array} \right)$$

la cual puede expresarse como:

$$\left(\frac{dS}{dt} \right) V = QS_0 - \left(\frac{dS}{dt} \right)_u V - QS_c \quad (2.21)$$

que en el estado estable, se convierte en:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{tasa a la cual} \\ \text{el sustrato} \\ \text{entra a la} \\ \text{laguna} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{tasa en la cual} \\ \text{el sustrato} \\ \text{desaparece de la} \\ \text{laguna} \end{array} \right\} \quad (2.22)$$

lo cual implica que $\frac{dS}{dt} = 0$ (2.23)

y la ecuación (2.21) se reduce a:

$$\left(\frac{dS}{dt} \right)_u = \frac{Q(S_0 - S_e)}{V} \quad (2.24)$$

Si la ecuación;

$$\left(\frac{dS}{dt} \right)_u = \frac{KXS}{K_s + S} \quad (2.25)$$

proveniente del desarrollo cinético para procesos biológicos se selecciona para describir la tasa de utilización del sustrato, la ecuación (2.24) se puede escribir como:

$$\frac{Q(S_0 - S_e)}{V} = K S_e \quad (2.26)$$

Esto implica que la ecuación desarrollada en la cinética de la reacción en un reactor de tanque agitado es válida para describir el comportamiento de una laguna aerobia.

Sustituyendo la ecuación (2.24) en (2.20):

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Yt \left(\frac{Q(S_0 - S_e)}{V} \right)}{X} - K_d \quad (2.27)$$

Reacomodando:

$$\frac{1}{\theta_c} = Yt \left(\frac{S_0 - S_e}{X(V/Q)} \right) - K_d \quad (2.28)$$

$$\frac{1}{\theta_c} = Yt \left(\frac{S_0 - S_e}{X\theta} \right) - K_d \quad (2.29)$$

La ecuación (2.29) posee gran versatilidad ya que provee la posibilidad de introducir datos experimentales tomados de un estudio a nivel laboratorio. En ella, $S_0 - S_e$ es la cantidad de

sustrato removido en el reactor y, multiplicado por Y_t , se obtiene la cantidad de biomasa producto de esa remoción, es decir, que Y_t representa de alguna forma la relación entre la cantidad de gramos removidos de sustrato y la cantidad de gramos producidos de biomasa o, visto de otra forma, una constante que encierra un coeficiente estequiométrico de reacción biológica (si se pudiese expresar así).

Ahora debe notarse que este producto está siendo dividido entre el tiempo de residencia, lo cual involucra la velocidad con que se lleva a cabo el fenómeno de remoción. Entonces, dividido entre la biomasa total permanente en la laguna, dará el inverso del tiempo requerido para que el fenómeno produzca esta cantidad de biomasa.

Esta ecuación representa un modelo de primer orden, como el propuesto por Monod (1949) para el efecto de remoción de sustrato por cultivos microbianos.

Los requerimientos de oxígeno total para sistemas de lagunas aerobias puede calcularse a partir de cualquiera de las siguientes relaciones empíricas. Todas ellas fueron determinadas para aguas residuales domésticas:

$$\Delta O_2 = \left[\frac{\text{lb masa DBO}_u \text{ removida}}{\text{día}} \right] - 1.42 \Delta X + \text{NOD} \quad (2.30)$$

$$\Delta O_2 = 8.34 Q [(1-1.42 Y_t) (S_0 - S_e)] + 8.34 (1.42 K_d X + \text{NOD}) \quad (2.31)$$

$$\Delta O_2 = a \frac{\text{lb masa DBO}_u \text{ removida}}{\text{día}} + b X V_a + \text{NOD} \quad (2.32)$$

$$\Delta O_2 = a_1 \Delta X + b_1 X V_a + \text{NOD} \quad (2.33)$$

$$\Delta O_2 = Z \Delta S_e \quad (z=0.7 - 1.4) \quad (2.34)$$

En estas ecuaciones ΔO_2 representa los requerimientos de oxígeno en libras por día, mientras ΔX es la biomasa producida en libras por día. Para este sistema de tratamiento en particular (operando en estado permanente) ΔX es igual a la pérdida de biomasa total en el efluente cada día. Es necesario observar que son ecuaciones

dimensionales por lo que deben usarse unidades del sistema ingles:

$$\Delta X = 8.34 Q X \quad (2.35)$$

Si cualquiera de las ecuaciones (2.32) o (2.33) se utilizan para calcular los requerimientos de oxígeno, entonces los valores para los coeficientes a , b , a_1 , y b_1 se deben conocer. Para aguas residuales domésticas Balasha y Sperber (1975) informan que los valores para los coeficientes a , están en un intervalo de 0.36 y 0.63 basados en valores de DBOs, mientras los valores de b varían entre 0.13 y 0.28 días⁻¹. Se han reportado pocos valores para a_1 y b_1 , así, que estos coeficientes deben determinarse a partir de estudios de laboratorio.

La DBOs total del efluente de una laguna aerobia será la suma de la DBOs soluble y los requerimientos de oxígeno para la destrucción endógena de la biomasa contenida en el efluente.

Para calcular la DBOs del efluente total se aplica la ecuación:

$$\text{DBOs total} = S_o + 5 [1.24 K_d X_a \text{ SSTerr}] \quad (2.36)$$

Para lagunas aerobias que remueven un alto porcentaje de DBOs soluble, Eckenfelder (1970) recomienda que la ecuación (2.36) se reduce a:

$$\text{DBOs total} = S_o + 0.3 \text{ SSTerr} \quad (2.37)$$

Cuando los sólidos suspendidos volátiles (SSV) del efluente se miden, Balasha y Sperber (1975) proponen que la DBOs total del efluente se calcule con:

$$\text{DBOs total} = S_o + 0.54 \text{ SSVerr} \quad (2.38)$$

Los dos efectos más importantes provocados por un cambio de temperatura son a) reducción de la actividad biológica y por tanto, de la eficiencia del sistema y b) la posible formación de hielo.

A continuación se presenta una correlación de temperaturas basada en la consideración de régimen permanente para el fenómeno de transferencia de calor. Dicha consideración implica que el calor

transferido del influente a la laguna, es igual al calor liberado por ésta hacia la atmósfera.

$$(T_1 - T_w) = \frac{(T_w - T_a) f A}{Q} \quad (2.39)$$

donde:

T_1 = temperatura del influente °F

T_w = temperatura de la laguna °F

T_a = temperatura del aire del ambiente °F

f = factor de proporcionalidad que involucra a k (coeficiente de transferencia de calor), C_p (capacidad calorífica del influente) y δ (densidad del influente).

Q = flujo del influente en miles de galones por día.

Un valor típico para el factor f para el lado este de los Estados Unidos es de 12×10^{-6} .

Con esta ecuación se puede aproximar la temperatura de operación de la laguna, despejando T_w ;

$$T_w = \frac{A f T_a + Q T_1}{A f + Q} \quad (2.40)$$

Cuando hay la posibilidad de que se presente el problema de formación de hielo (como sería el caso del valle de México en el invierno), éste puede ser minimizado mediante un incremento en la profundidad de la laguna o bien alterando el método de operación. Las lagunas aireadas se instalan y operan en lugares con una amplia variación en las condiciones climáticas y, por lo tanto, el efecto de cambios de temperatura debe considerarse en su diseño.

La disminución del área superficial incrementa la temperatura de operación y con ella la velocidad de la actividad microbiana. Sin embargo, el aumento en la profundidad dificulta el mezclado completo. De hecho, si la profundidad aumenta sobre los 4m (12 pies), debe usarse tubería especial para los aireadores y la potencia requerida de éstos aumentará.

A continuación y, sobre estas bases, se presenta en siguiente capítulo el diseño experimental seguido en este trabajo y la metodología empleada.

CAPITULO III

	Materiales y métodos	pag.
3.1	Aguas residuales	63
3.2	Proceso de experimentación	64
3.3	Métodos analíticos	67

3.1 Aguas residuales

La primera fase de experimentación dirigió sus objetivos a la caracterización de las aguas blancas, mismas que fueron suministradas por la fábrica de papel *PAMOSÁ* (*Papelera Morelos S.A.*) ubicada en Apizaco, Tlaxcala. Esta empresa procesa papel de desperdicio para elaborar papel "nuevo" (reciclado) y sus efluentes líquidos contienen gran cantidad de fibras sólidas en suspensión, así como sustancias orgánicas e inorgánicas.

Los primeros suministros constaban de entre 15 y 25 garrafones pequeños (2 litros cada uno aproximadamente) que contenían muestras del efluente de la fábrica, tomadas una ó dos veces al día.

De cada garrafón se tomaban dos muestras, la primera, del licor mezclado, es decir, el contenido totalmente mezclado y la segunda, del sobrenadante de la muestra previamente centrifugada para separar la mayor proporción de sólidos posible.

Ambas muestras se caracterizaban obteniendo DQO_{total} y $DQO_{soluble}$ principalmente, además de pH, turbiedad y alcalinidad.

Los análisis respectivos se llevaban a cabo recién llegados los suministros o en su defecto dos días después, guardándolas en un refrigerador a 3°C con algunas gotas de H_2SO_4 concentrado.

Esta técnica sirvió para conocer el ámbito de variación de la DQO de un día a otro. Posteriormente, fueron suministrados garrafones de mayor volumen (40 litros) donde se recolectaban muestras más representativas, a las cuales se les dió un tratamiento similar.

Esta parte de la experimentación duró aproximadamente seis semanas.

3.2 Proceso de experimentación

La segunda fase del experimento se dividió en dos etapas. De acuerdo a los resultados de la primera etapa, se diseñó la segunda etapa con el objeto de determinar el tiempo de residencia hidráulica más adecuado.

Para iniciar la primera etapa se procedió a aclimatar lodos activados frescos tomados de la planta de tratamiento de aguas de Ciudad Universitaria, tal y como se explica a continuación. Una vez adaptados al agua residual y a que las lagunas alcanzaran un régimen pseudopermanente (considerado así cuando la variación en la concentración de materia orgánica, medida como DQO, no variaba más de $\pm 10\%$), se determinaron todos los parámetros necesarios para evaluar las constantes cinéticas y los datos de diseño.

Se colocaron cinco litros de lodos activados en recipientes de plástico que simulaban a las lagunas aireadas en un grupo de cuatro de ellos y cinco litros de agua destilada en un quinto recipiente, que sirvió como testigo. Se introdujo un aireador (piedra porosa) en el fondo de cada recipiente conectado a un suministro de aire lavado de acuerdo al diagrama mostrado, regulando el flujo de aire en cada laguna para tratar de garantizar un suministro uniforme de aire a todos los recipientes (figura 3.1).

Es importante mencionar que no se controló la temperatura de los sistemas. La aireación dada garantizaba un mezclado adecuado y una concentración de oxígeno disuelto mayor de 2 mg/L. Sin embargo, aunque estas dos variables son muy importantes para el diseño de lagunas aireadas, como se vió en el capítulo 2, en este primer diseño experimental se mantuvieron razonablemente constantes (16°C y 2 mg OD/L) a lo largo de los experimentos para únicamente estudiar el efecto del tiempo de residencia hidráulica en la eficiencia de depuración de los sistemas.

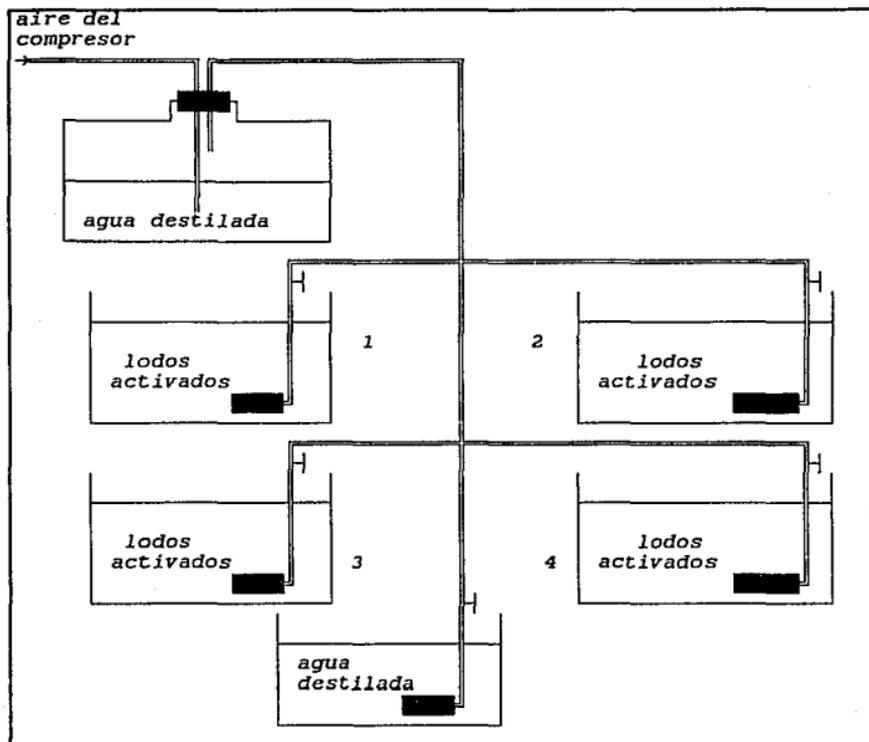


Figura 3.1 Serie de tanques de aclimatación de lodos a aguas blancas de la industria papelera

El primer día se suministró simplemente aire y no fue sino hasta el segundo día cuando se inició el proceso de purgar-alimentar que consistió en sustraer un volumen determinado en cada laguna y reponerlo íntegramente con caldo lactosado-aguas blancas, una vez al día todos los días.

Los volúmenes a purgar-alimentar fueron 2.5, 1, 0.5 y 0.25 litros respectivamente para las lagunas 1, 2, 3 y 4, logrando con ello simular gastos de 2.5, 1, 0.5 y 0.25 L/día en las lagunas

correspondientes.

De esta forma fue factible considerar que los tiempos de residencia fueran de 2 días para la laguna 1, 5 días para la laguna 2, 10 días para la laguna 3 y 20 días para la laguna 4.

La primera alimentación se elaboró con 100% de solución de caldo lactosado y fue utilizada dos días únicamente, para que al tercer día la alimentación se elaborara con 90% en volumen de solución de caldo lactosado y 10% de agua blanca (agua de desecho de fábrica de papel) suministro de tercer y cuarto días. El quinto día de alimentación, la proporción fue de 80 y 20% prevaeciente para suministros del quinto y sexto días. De esta forma, la proporción del 100% de agua blanca fue alcanzada el día en que fué considerada completa la aclimatación.

Desde entonces se contaron los días purgando y alimentando agua blanca diariamente y analizando el influente y el efluente regularmente en todas las lagunas, durante un periodo equivalente a cinco veces el tiempo de residencia de la laguna 4, ya que con tres veces el tiempo de residencia en cada laguna, puede considerarse que se ha alcanzado el régimen permanente y dos tiempos más para constatarlo y analizarlo.

Los análisis de rutina fueron los siguientes:

	Lun	Mar	Mie	Jue	Vie	Sab
DQOtotal		x		x		x
DQOsoluble		x		x		x
Solidos totales	x		x		x	
Solidos suspendidos	x		x		x	
pH	x	x	x	x	x	x
Turbiedad	x	x	x	x	x	x
DBO (5)	x		x		x	
Conductividad	x	x	x	x	x	x
Temperatura	x	x	x	x	x	x
O2 disuelto		x		x		x

La segunda etapa de experimentación se inició aclimatando lodos

activados de Ciudad Universitaria de forma similar a la primera etapa, pero ahora manipulando tiempos de residencia de 6, 8, 10, 12, y 14 días, respectivamente, para las lagunas 1, 2, 3, 4 y 5.

La laguna 1 contenía 6 litros y se purgaba y alimentaba diariamente 1 litro, la laguna 2 contenía 6 litros y el gasto era de 0.75 litros/día, la laguna 3 contenía 6 litros y su gasto fue de 0.6 litros/día, la laguna 4 tenía un volumen de 6 litros y un gasto de 0.5 litros diarios, la laguna 5 tenía un volumen de 7 litros y un gasto de 0.5 litros diarios.

A diferencia de la primera etapa, en la segunda, se purgaba el sobrenadante con la menor cantidad posible de biomasa y se alimentaba la porción más clara de los garrafones con el mínimo de sólidos. Esto debido al criterio que dicta que los microorganismos degradan más fácilmente los contaminantes solubles.

Otra diferencia se presentó durante la aclimatación ya que en ella, las proporciones en la composición de la alimentación, no se modificaban sino hasta observar una variación menor a $\pm 10\%$ de la DQO_{soluble} del efluente.

En todos los demás detalles la técnica fué idéntica que en la primera etapa.

Los análisis de rutina fueron los siguientes;

	Lun	Mar	Mie	Jue	Vie	Sab
DQO _{soluble}	×		×		×	
Sólidos suspendidos		×		×		
pH	×			×		

3.3 Métodos analíticos

Las metodologías para medir DQO total y soluble, sólidos totales y

suspendidos y DBOs se tomaron de los métodos estándar de la APHA (15th edition, 1980) y se encuentran descritos en el apéndice.

DQO soluble y total	APHA 508
DBO	APHA 507
SS	APHA 209 G
ST	APHA 209 A
Turbiedad	APHA 214 B

El pH se midió con un potenciómetro modelo Conductronic PH20 siguiendo las instrucciones del fabricante.

La turbiedad se midió con un turbidímetro Hach modelo 2100, siguiendo las instrucciones del fabricante. Para la conductividad se utilizó un conductímetro modelo CL8 de marca Conductronic, portátil.

La temperatura y el oxígeno disuelto se midieron con un medidor portátil marca YSI modelo 54A con agitador integrado.

CAPITULO IV

Resultados y discusión	pag.
4.1 Caracterización	70
4.2 Primera etapa de experimentación [2-20 días]	70
4.3 Segunda etapa de experimentación [6-14 días]	74

4.1 Caracterización

De los análisis realizados para la caracterización de las aguas blancas debido a la gran cantidad de corridas realizadas se tomó un promedio de las lecturas tomadas para resumir los resultados. Estos se presentan en la tabla 4.1, observando que el intervalo de variación es menor al 15%.

Tabla 4.1. Caracterización de las aguas blancas de una fábrica de papel (Fernandez y col., 1987)

Característica	Valor
Demanda química de oxígeno DQOtotal mg/L	1,200
Turbiedad (UTN) (unidades de turbiedad nefelométricas)	>100
Sólidos sedimentables mg/L	35
Alcalinidad total mg CaCO ₃ /L	430
pH	neutro
DQO soluble mg/L	470

4.2 Primera etapa de experimentación

La figura 4.1 presenta las curvas de remoción de sustrato con respecto al tiempo de residencia.

En la tabla 4.2 se presentan en forma resumida los datos experimentales obtenidos para determinar la remoción de materia orgánica y realizar la modelación biocinética.

Empleando el ajuste de Bronstein y Semendiaev (1977), se determinó la demanda química de oxígeno no biodegradable necesaria para realizar la modelación cinética para sustrato (Poggi, 1984).

El resultado obtenido de este ajuste fue de 229 mg DQO/litro utilizando una curva exponencial de tipo:

$$S_e = S_b \exp(-B t) + S_{nb}$$

donde: S_e es la DQO del efluente
 t es el tiempo de residencia hidráulica
 S_b es la DQO biodegradable (cte. a determinar)
 B constante que regula la influencia del tiempo de residencia (a determinar por iteración)
 S_{nb} DQO no biodegradable (cte. a determinar)

Tabla 4.2. Datos experimentales pertenecientes a la primera etapa de experimentación.

Laguna	1	2	3	4
Volumen de operación(litros)	5	5	5	5
Gasto (litros/día)	2.5	1	0.5	0.25
Tiempo de residencia(días)	2	5	10	20
DQO (influyente) (mg/litro)	1,825	1,825	1,825	1,825
DQO (efluente) (mg/litro)	956	747	464	291
SSV del licor mezclado(mg/L)	752	1,222	1,156	1,048
% de remoción de DQO	47.6	59.1	74.6	84.1

Se impusieron a los datos experimentales dos modelos cinéticos, uno del tipo Monod (Metcalf y Eddy, 1979) y otro de primer orden en sustrato y biomasa (Ramalho, 1977). Para el modelo de tipo Monod, los tiempos de residencia hidráulica y de retención celular resultan idénticos, dada la naturaleza de las lagunas aireadas. Las ecuaciones empleadas fueron:

(a) modelo tipo Monod;

$$\frac{\theta X}{S_0 - S} = \frac{K_s}{k_s} \frac{1}{S_b} + \frac{1}{k_s} \quad (4.1)$$

$$\frac{1}{\theta c} = Y \left(\frac{S_0 - S}{\theta X} \right) - k_d \quad (4.2)$$

(b) modelo de primer orden en sustrato y biomasa;

$$\frac{S_0 - S}{\theta X} = k_s S \quad (4.3)$$

donde: S_b DQO biodegradable
 θ tiempo de residencia hidráulica
 θ_c tiempo de retención celular
 S_0 DQO total del influente
 S DQO total del efluente
 X concentración de biomasa medida como sólidos suspendidos volátiles SSV

a determinar:

k constante específica de consumo de sustrato
 Y coeficiente de síntesis (rendimiento)
 K_s constante de saturación
 u_{max} tasa de crecimiento máximo
 k_d coeficiente de decaimiento endógeno

La tabla 4.3 presenta los resultados obtenidos de aplicar las ecuaciones correspondientes al modelo de Monod. La tabla 4.4 muestra los resultados obtenidos para la aplicación del modelo de primer orden en sustrato y biomasa.

Tabla 4.3 Constantes biocinéticas obtenidas empleando un modelo de tipo Monod para la depuración de aguas blancas en un sistema de lagunas aireadas

lagunas	1	2	3	4
$\frac{1}{S_b}$	0.00137	0.00193	0.00425	0.0161
$\frac{\theta X}{(S_0 - S)}$	1.731	5.668	8.494	13.664
$\frac{1}{\theta c}$	0.5	0.2	0.1	0.05
$\left(\frac{S_0 - S}{\theta X} \right)$	0.578	0.176	0.118	0.073

$$\begin{aligned}
 k &= 0.29 \text{ días}^{-1} \\
 K_s &= 196 \text{ mg DQO/litro} \\
 Y &= 0.6 \text{ mg SSV/mg DQO} \\
 U_{\max} &= 0.12 \text{ litros/día} \\
 K_d &= -0.041 \text{ (casi cero)}
 \end{aligned}$$

Los coeficientes de correlación obtenidos fueron 0.91 y 0.98 para las ecuaciones 4.1 y 4.2 respectivamente.

Tabla 4.4 Constante biocinética obtenida empleando un modelo de primer orden para la depuración de aguas blancas en un sistema de lagunas aireadas.

lagunas	1	2	3	4
Sb	727	518	229	62
$\left(\frac{S_0 - S}{\theta X} \right)$	0.5780	0.1764	0.1177	0.0732

$$k = 0.000684 \text{ mg DQO/mg SSV día}$$

El coeficiente de correlación para este modelo fue de 0.87.

Puede observarse de estos resultados que, si bien no se presentaron efectos tóxicos, ni fue necesario agregar nutrientes, el alto valor de K_s indica cierto grado de dificultad degradativa del sustrato que se apoya en el valor relativamente bajo de k_s , ya que para la $k_s=0.29$ obtenida en estos experimentos contra la $k_s=4$ a 10 para aguas residuales municipales domésticas que presentan Metcalf y Eddy (1979), hay una diferencia significativa.

El coeficiente de síntesis está en el orden de magnitud esperado.

Sin embargo, se obtiene un valor negativo para el coeficiente de decaimiento endógeno, K_d , al que se le da en este trabajo un valor nulo ya que carece de sentido real en el campo biológico.

Este punto, además del hecho de haber abarcado tiempos de residencia tan disímiles, que hacen que las biocomunidades presentes en cada laguna sean diferentes, lleva a concluir que los valores obtenidos para los biocoeeficientes solamente representen

una aproximación a "grosso modo" y deben tomarse conservadoramente.

Para el modelo de primer orden en sustrato y biomasa, la constante específica de consumo de sustrato resultó también con un valor muy bajo, lo que apoya la afirmación anterior. Además, a pesar de que la constante K_0 es del orden de 200 mg/litro, los altos valores de sustrato biodegradable en tres de las lagunas, no justifican completamente la simplificación hecha para el modelo de primer orden (Metcalf y Eddy, 1979).

La remoción de materia orgánica, medida como DQO, resultó muy satisfactoria para las lagunas de tiempos de residencia de 10 y 20 días. Como para esta última se requeriría un volumen y una excavación 100% mayor, se recomienda estudiar la laguna de 10 días de tiempo de residencia.

Para llevar a cabo una modelación más refinada se realizó un segundo experimento empleando lagunas a escala de laboratorio que operen en el intervalo cercano a 10 días (10 ± 4 días) de tiempo de residencia.

4.3 Segunda etapa de experimentación

En la tabla 4.5 se muestran los resultados experimentales obtenidos para determinar la remoción de materia orgánica y realizar una modelación cinética.

Aplicando de nuevo el ajuste de Bronstein y Semendiaev (1977), se determinó la demanda química de oxígeno no biodegradable necesaria para realizar la modelación cinética para sustrato.

$$S_e = S_b \exp(B t) + S_{nb}$$

La realización del método de mínimos cuadrados se logró probando con diferentes valores de la constante B tratando de obtener el coeficiente de correlación "r" lo más cercano a uno posible, de forma similar a como se hizo en la primera etapa.

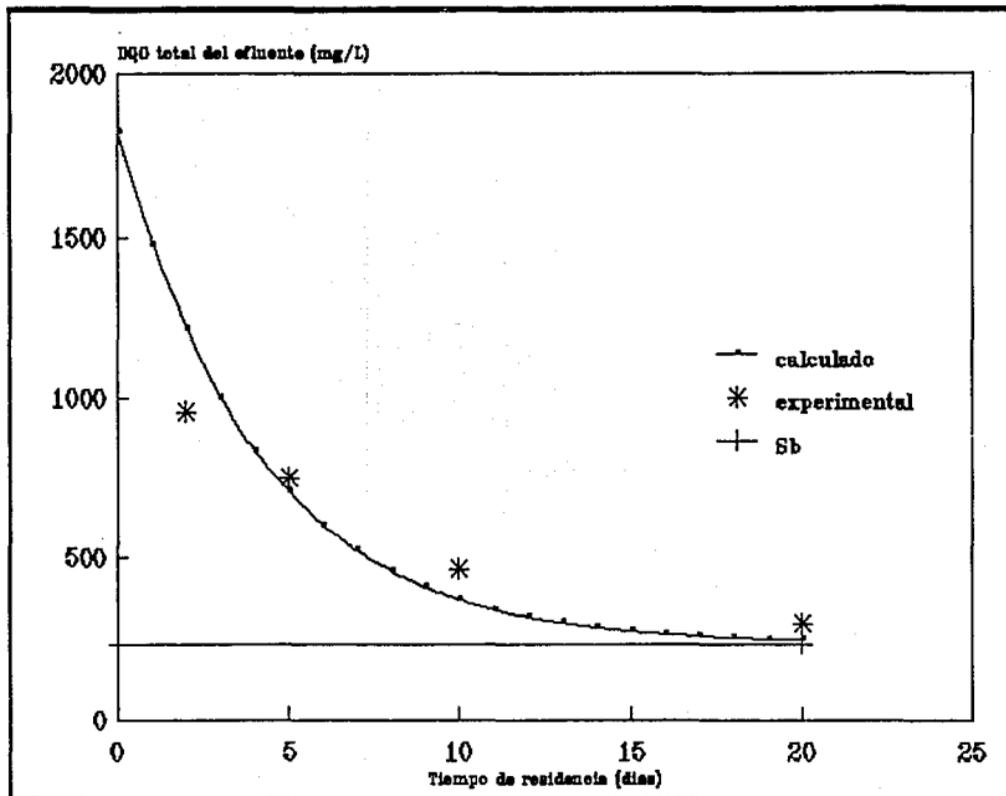


Figura 4.1 Resultados de la primera etapa experimental

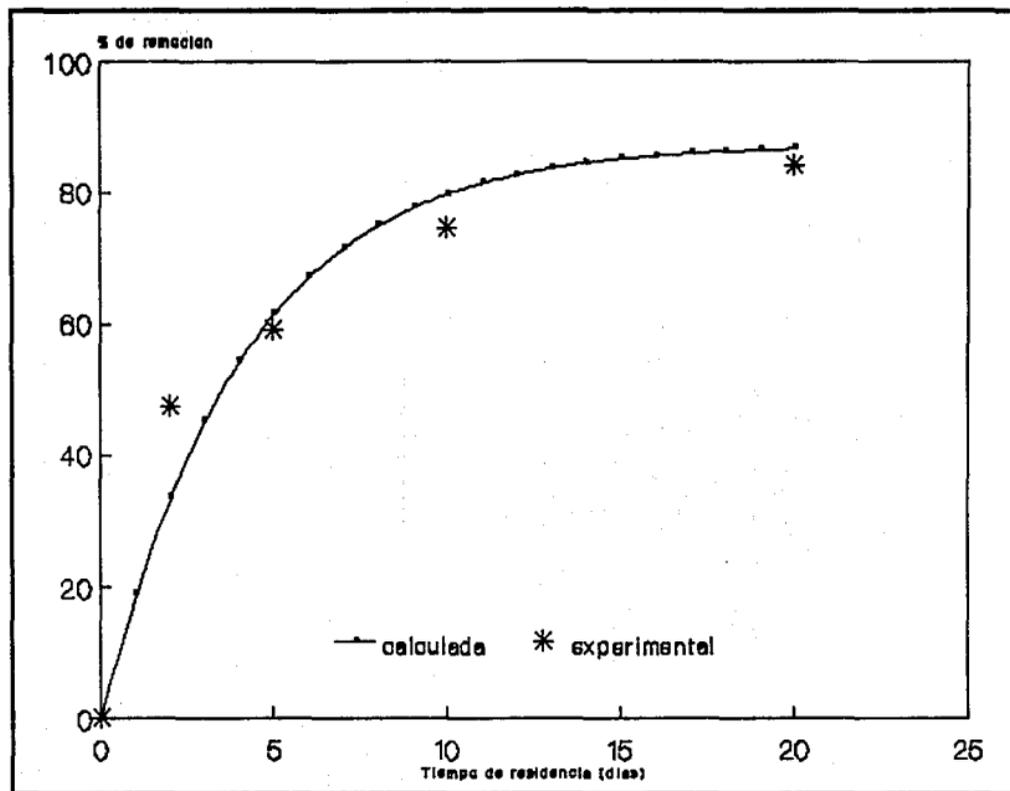


Figura 4.2 % de remoción para la primera etapa de experimentación.

La mejor correlación se obtuvo con $B=-0.1175$ y estos fueron los resultados;

$$\begin{aligned}
 B &= -0.1175 \\
 S_b = m &= 446.3 \\
 S_{nb} = b &= 21.4 \\
 r &= 0.99997
 \end{aligned}$$

Tabla 4.5 Resultados experimentales de la segunda etapa de experimentación

lagunas	1	2	3	4	5
Volumen (litros)	6	6	6	6	7
Gasto (litros/día)	1	0.75	0.6	0.5	0.5
Tiempo de residencia	6	8	10	12	14
DQO soluble influente (mg/litro)	468	468	468	468	468
DQO soluble efluente (mg/litro)	238	200	159	132	105.5
% de remoción	49.1	57.3	66	71.8	77.5
SSV del licor mezclado	260	270	300	340	360

De nuevo se impusieron a los datos experimentales dos modelos cinéticos uno del tipo de Monod y otro de primer orden en sustrato y biomasa. Para el modelo de tipo Monod, los tiempos de residencia hidráulica y de retención celular resultan idénticos, dada la naturaleza de las lagunas aireadas.

Las ecuaciones empleadas fueron las 4.1, 2 y 3 con la variación de sustituir las DQO totales por DQO's solubles.

Los resultados se muestran en la tabla 4.6.

Tabla 4.6 Constantes biocinéticas obtenidas empleando un modelo de tipo Monod para la depuración de aguas blancas en un sistema de lagunas aireadas

lagunas	1	2	3	4	5
$\frac{1}{Sb}$	0.00462	0.00560	0.00727	0.00904	0.01189
$\frac{\theta X}{(S_0-S)}$	6.7826	8.0597	9.7087	12.1429	13.9034
$\frac{1}{\theta c}$	0.1666	0.125	0.1	0.0833	0.0714
$\left(\frac{S_0-S}{\theta X}\right)$	0.1474	0.1241	0.103	0.0824	0.0719
Sb	216.6	178.6	137.6	110.6	84.1

De la ecuación (4.1) el método de los mínimos cuadrados da;

$$\frac{1}{k_s} = b = 2.4597$$

$$\frac{K_s}{k_s} = m = 996.96 \quad r = 0.9897$$

$$\therefore k_s = 0.4066 \text{ L/día} \quad \text{y} \quad K_s = 405.32 \text{ mg DQO/L}$$

De la ecuación 4.2, el método de los mínimos cuadrados da;

$$Y = m = 1.2175$$

$$-k_d = b = -0.019474 \quad \therefore k_d = 0.019474$$

$$r = 0.9876$$

De la ecuación 4.3 el mismo método da;

$$b = 0.00912$$

$$m = 0.000574 \text{ mg DQO/mg SSV día} \quad r = 0.9977$$

Como puede apreciarse de estos datos, el coeficiente K_s resultante es mayor que el obtenido en la primera etapa, lo cual indica que existió una mayor dificultad degradativa, que se pudo deber,

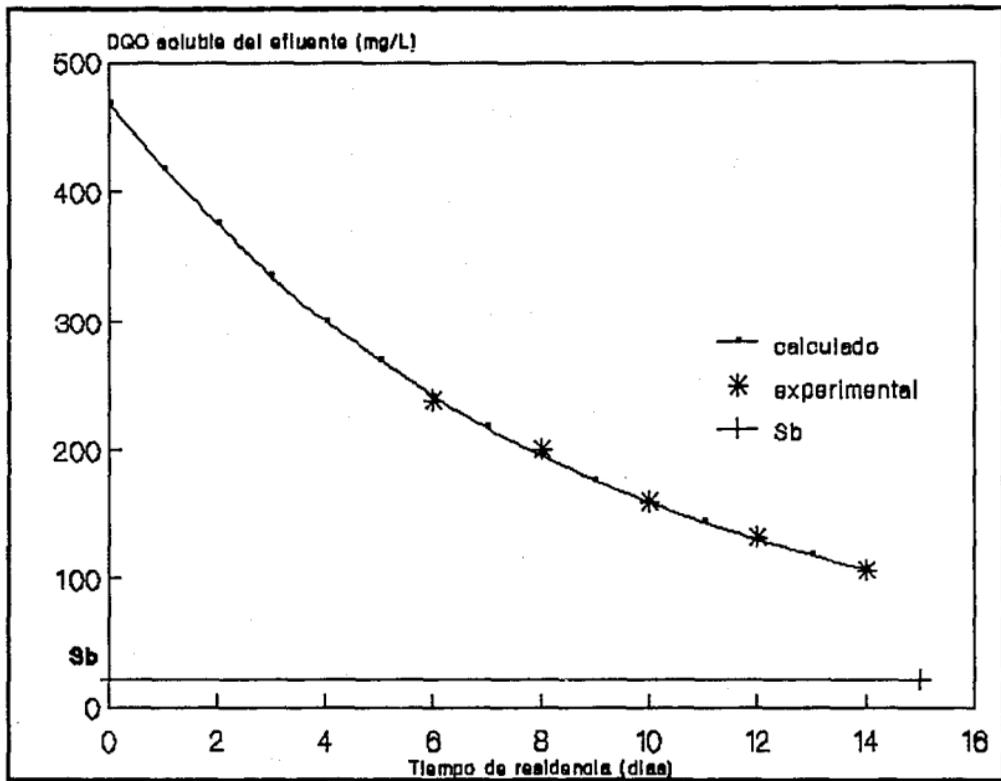


Figura 4.3 Resultado de la segunda etapa de experimentación.

* Sb= DQO no biodegradable

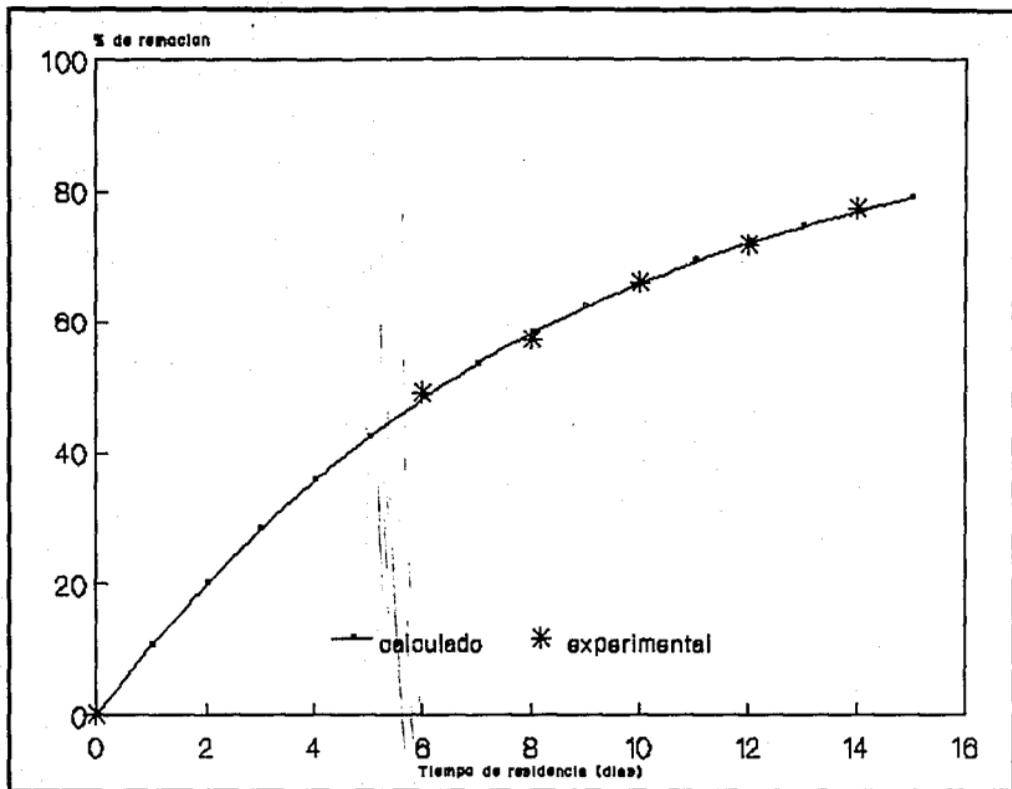


Figura 4.4 % de renovación en la segunda etapa de experimentación.

posiblemente al manejo de los sólidos que fue la única diferencia importante entre las dos etapas experimentales en estudio.

Esto podría deberse a que las fibras pudieron haber servido para aglomerar colonias bacterianas mejorando su eficiencia depurativa (al aumentar el área de transferencia).

Otra posible consecuencia adjudicable a esa diferencia entre las dos etapas, se da en el valor del coeficiente de síntesis, Y .

En la laguna 3 de la primera etapa se encontraron valores de sólidos suspendidos casi 300% mayores que los de la laguna 3 en la segunda etapa (con tiempos de residencia idénticos).

En esta segunda serie experimental el valor de k_d resultó positivo por lo que se debe considerar la posible existencia de fenómenos de autodegradación o fase endógena de las biocomunidades en el experimento realizado.

La constante k_s obtenida en el modelo de primer orden, guarda gran similitud con la obtenida en la primera etapa. Esto, aunado al hecho de observar coeficientes de correlación muy cercanos a uno, lleva a pensar en la validez de este modelo.

En cuanto a la remoción se debe observar el comportamiento con la tendencia similar a la esperada, sin embargo con valores más bajos precisamente por la menor cantidad de biomasa activa.

Se observa que la laguna 4 de la segunda etapa, cuyo tiempo de residencia es de doce días, presentó una remoción de 71.8%, la cual es menor que la referida para la laguna 3 de la primera etapa, que fue de 74.6%, cuyo tiempo de residencia es de 10 días.

Mas aún, debe notarse que la remoción correspondiente a la laguna 3 de la segunda etapa, que tenía también un tiempo de residencia de 10 días, tuvo una eficiencia de remoción menor (66%). Esta disparidad se podría deber probablemente a:

I) La posible acción mecánica de los sólidos ya mencionada anteriormente, que presentó el experimento de la primera etapa.

II) Los valores de SSV referidos en la primera etapa incluyen fibras y material diferente a biomasa, lo que introduce un porcentaje de error en los cálculos, sobre todo para Y,

III) Las lecturas de DQO total reportadas en la primera etapa involucraron lo adjudicable a los sólidos, esto tanto en los influentes como en los efluentes. Esto implica que, de la DQO del efluente, un porcentaje conocido puede considerarse no biodegradable, pero de éste, otro porcentaje desconocido es debido a las fibras y lo mismo ocurre en el influente.

Por lo anterior se puede postular que los datos la segunda etapa pueden servir como base para un modelo predictivo como una primera aproximación. Será necesario realizar una tercera y, deseablemente, una cuarta serie de experimentos que permitan definir con mayor precisión los resultados obtenidos sin la influencia de los sólidos suspendidos presentes en el agua residual.

A continuación se presentan las conclusiones de este trabajo y las recomendaciones propuestas para obtener datos que permitan escalar este sistema de tratamiento si los resultados obtenidos son adecuados a nivel planta piloto.

CAPITULO V

Conclusiones y recomendaciones pag.

5.1 Conclusiones 84

5.2 Recomendaciones 84

5.1 Conclusiones

Con base en la discusión del capítulo 4, se puede puntualizar lo siguiente:

I) La degradación de contaminantes solubles provenientes de las aguas residuales de una fábrica de papel es completamente viable en lagunas aireadas.

II) El modelo tipo Monod para predecir la biodegradación de estos contaminantes es factible dentro de ciertas condiciones e intervalos.

III) El modelo de primer orden para biomasa y substrato, aunque parece menos preciso, presenta mayor versatilidad, y también resulta factible.

IV) Para lograr una remoción del 75%, el tiempo de residencia más adecuado es de 12 días, sin adición de nutrientes ni optimización de las condiciones ambientales del sistema (temperatura, aireación, etc).

5.2 Recomendaciones

- Es importante realizar una tercera y cuarta series de experimentos utilizando los modelos de laboratorio en serie descritos, para evaluar el posible efecto de los sólidos suspendidos en el agua residual.

- Para la caracterización se propone emplear, no solamente la DQO, sino también la DBO (no a cinco días, sino de ser posible la DBO última) y el carbono orgánico total (COT) ya que la medición más precisa del consumo de substrato garantiza una mayor confiabilidad en las constantes cinéticas obtenidas,

- Los futuros estudios de laboratorio utilizando lagunas de este tipo, podrían tener como parámetros de control otras determinaciones para la biomasa, como el nitrógeno Kjeldahl, ya que daría una medida directa de los microorganismos presentes en los sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado,

- Los resultados que se obtuvieron en este estudio y los propuestos, podrían servir como base para proyectos futuros a nivel de planta piloto.

- Los costos de tratamiento, de acuerdo al dimensionamiento de las lagunas son otro factor que se debe considerar para los próximos estudios,

- El transporte del agua residual desde la planta al laboratorio, así como su suministro por parte del personal de la fábrica, introdujo variaciones a la "calidad" del agua a tratar, por lo que se aconseja realizar los experimentos de ser posible, dentro de la misma planta productora de papel para minimizar el efecto de estas variables y, finalmente,

- Los datos de este experimento llevado a cabo en el laboratorio, se pueden considerar para realizar simulaciones en paquetes computarizados de procesos biológicos de tratamiento con lagunas aireadas, antes de llevar a cabo nuevos experimentos, optimizando el proceso global y reduciendo los costos de la investigación.

ANEXO A: Metodos Analíticos

A.1 Turbiedad:

Turbidímetro Hach Model 2100

El principio de este equipo se basa en el paso de luz a través de una solución, la luz se dispersa por las partículas suspendidas en la sustancia. En este modelo, el rayo de luz está localizado en la parte inferior de la celda que contiene la muestra. El rayo de luz pasa a través de las partículas y una cantidad de luz es dispersada en un ángulo de 40° , un tubo fotomultiplicador recibe esta energía; la energía luminosa es a su vez convertida en señal eléctrica, la cual es cuantificada por el medidor del panel del instrumento.

El turbidímetro viene equipado con cuatro celdas para muestra, que deben mantenerse lo más limpias posible. El instrumento es sensible a huellas dactilares o algún tipo de suciedad, particularmente en los intervalos bajos. También viene equipado con "elevador de celda", el cual se debe utilizar cuando las soluciones patrón son de 0 a 100 y de 0 a 1000, para intervalos de turbiedad pequeños de 0 a 0.2, de 0 a 1 y de 0 a 10 UTN no se utiliza.

La calibración del instrumento se realiza con la ayuda de cuatro soluciones patrón de turbiedad, una para cada rango excepto el más bajo. La turbiedad de las cuatro soluciones patrón, proporcionadas con el instrumento, se encuentran en un ámbito de 1, 10, 100 y 1000 UTN. La calibración está acompañada por la selección del ámbito deseado, localizada la solución patrón apropiada en el instrumento con la luz protegida en el lugar, ajustando el control.

La medición de la dispersión de la luz por un medio se basa en la cuantificación de la razón entre la intensidad del rayo de luz incidente y la intensidad del rayo de luz transmitido.

Debido a la amplia variedad de materiales que causan turbiedad en agua natural, se ha establecido arbitrariamente, una unidad estándar y está definida como:

$$1 \text{ mg SiO}_2/\text{l} = 1 \text{ UTN}$$

procedimiento;

1.- Una vez calentado el equipo (2 h antes), revisar el buen estado y limpieza del compartimiento para introducir estándares y celdas y verificar que las celdas estén muy limpias.

2.- Calibrar el turbidímetro utilizando las soluciones patrón. Si va a utilizar los estándares 100 y 1000 UTN introduzca el elevador de celdas antes de poner los estándares. Una vez introducidos los estándares en el compartimiento cúbrirlos con el capuchón. Con el botón izquierdo (selector del intervalo) ajustar las unidades de acuerdo con la solución patrón introducida. Ajustar con el botón derecho la lectura para el estándar.

3.- Sacar la solución patrón e introducir las celdas con las muestras, tapar el compartimiento con su capuchón y tomar la lectura en la carátula del instrumento. Terminadas las lecturas, apagar el equipo y cerrar la tapa del instrumento.

A.2 Conductividad;

La conductividad electrolítica es una medida de la habilidad para transportar una corriente eléctrica. Las mediciones de la conductividad generalmente involucran determinaciones de la resistencia de una columna de solución. El paso de la corriente directa a través de un electrolito causa cambios en dicho electrolito; por esta razón se requiere trabajar con pulsos de corriente de muy corta duración o con corriente alterna. Para la medición de la conductividad se emplea un puente de Wheatstone de cuatro brazos. La medición consiste en hacer variar una resistencia hasta que no fluya corriente eléctrica a través del circuito. Se dice que el circuito está balanceado, cuando el potencial eléctrico en dos de sus puntos es el mismo y entonces la resistencia presentada por la disolución se determina por una relación matemática.

Para esta medición se utilizó un conductímetro modelo CI8 de marca Conductronic, portátil. La medición consistió en introducir el electrodo en la solución y tomar la lectura en la pantalla.

A.3 Oxígeno disuelto;

La medición de este parámetro fue de tipo instrumental utilizando un medidor de oxígeno disuelto portátil marca YSI modelo 54A con agitador integrado.

Antes de hacer la medición es necesario calibrar el aparato. Para esto, se introduce el electrodo en agua destilada contenida en un frasco especial para estas mediciones de cuello angosto, se enciende el agitador y se deja estabilizar por 1 minuto y se le toma la temperatura seleccionando la opción correspondiente con el botón derecho. En la parte posterior del aparato se tienen dos tablas, en la primera se muestra la solubilidad del oxígeno a diferentes temperaturas y en la segunda tabla se muestran los valores de un factor de corrección en función de la presión. Con la temperatura se toma la solubilidad en la primera tabla y según la presión del lugar donde uno se encuentre se selecciona el valor del factor en la segunda tabla, se multiplica la solubilidad obtenida por el factor y se obtiene un valor, al cual se debe ajustar la aguja con el botón adecuado cuando el botón selector se ubique en calibrate. Después de hacer esto se selecciona la opción "red line" y se ajusta la aguja en la línea roja. Una vez realizados los pasos anteriores, se introduce el electrodo en la muestra a determinar contenida en un frasco especial de cuello angosto, se enciende el agitador y se deja estabilizar por un minuto antes de tomar la lectura.

A.4 Sólidos totales:

Para iniciar esta medición se debe contar con una cápsula a peso constante, para lograr esto se mete la cápsula limpia a una estufa a 103°C por 5 minutos para precalentarla, después se introduce a la mufla por 15 minutos a 500°C, para regresarla posteriormente a la estufa a 103°C por 1 h y, por último, se coloca en el desecador por 30 minutos para que se enfríe.

Normalmente una vez que se pasaban por la mufla y la estufa las cápsulas se dejaban en el desecador por uno o varios días hasta que se ocupaban el día de la determinación.

Se inicia el procedimiento pesando la cápsula clasificando este peso como P₁, después se toma una muestra de 20 mL del licor mezclado y se vacía el contenido en la cápsula, se evapora el líquido excedente en una parrilla hasta casi sequedad cuidando que no se queme el contenido de la cápsula. Se introduce entonces la cápsula a la estufa a 103°C y se deja secar ahí por 1 h. Se saca entonces la cápsula y se mete al desecador por 20 minutos o hasta temperatura ambiente, se pesa entonces tomando el P₂, se mete entonces la cápsula a la mufla a 500°C por 15 minutos, se deja enfriar en el desecador hasta temperatura ambiente y se toma por último el peso de la cápsula identificándolo como P₃. La cápsula desde que se inicia el proceso de peso constante se debe manipular con pinzas.

Una vez contando con los pesos P₁, P₂ y P₃ se hacen los siguientes cálculos;

$$STT \text{ (mg/l)} = (P_2 - P_1) \times 50 \text{ mL de muestra}$$

$$STF \text{ (mg/l)} = (P_3 - P_1) \times 50 \text{ mL de muestra}$$

$$STV \text{ (mg/l)} = STT - STF$$

para lo cual;

STT : Sólidos totales

STF : Sólidos totales fijos

STV : Sólidos totales volátiles

A.5 Sólidos suspendidos :

De igual forma que en la determinación anterior, en ésta se requiere disponer de un Gooch a peso constante y para lograrlo el procedimiento es similar al caso de las cápsulas, la única diferencia estriba en que a los Gooch's se les coloca un papel filtro de tamaño adecuado que permanezca en el fondo, durante todo el procedimiento desde que se ponen a peso constante.

Una vez que se dispone del Gooch a peso constante se toma el primer peso, mismo que se identifica como P_1 , entónces se coloca en un quitasato con empaque de hule y se conecta a una toma de vacío, se agregan al Gooch 20 mL de muestra de licor mezclado de la muestra que se va a analizar y se seca con ayuda del vacío. Posteriormente, se introduce a la estufa a 103°C y se deja ahí por 1 h, después se enfría dentro del desecador y se pesa anotando la lectura como P_2 . Se mete entonces a la mufla a 500°C y permanece ahí por 15 min, al fin de los cuales se enfría en el desecador y se toma el último peso como P_3 . Se realizan los cálculos siguientes;

$$\text{SST (mg/l)} = (P_2 - P_1) \times 50 \text{ mL de muestra}$$

$$\text{SSF (mg/l)} = (P_3 - P_1) \times 50 \text{ mL de muestra}$$

$$\text{SSV (mg/l)} = \text{SST} - \text{SSF}$$

donde;

SST : Sólidos suspendidos totales

SSF : Sólidos suspendidos fijos

SSV : Sólidos suspendidos volátiles

Nota; Para las determinaciones antes expuestas se utilizó una báscula analítica Marca Sartorius modelo 2472, la mufla es marca Limberg modelo 51894 de 2950°W y 220 V .

A.6 Demanda química de oxígeno;

Esta prueba se basa fundamentalmente en reacciones de óxido-reducción ya que la mayor parte de la materia orgánica se oxida en presencia del dicromato de potasio en medio ácido. El dicromato que no se reduce se titula con sulfato ferroso amoniacal, así, se determina la cantidad de dicromato consumido y la cantidad de materia orgánica oxidable se calcula en términos de oxígeno equivalente.

En un matraz de boca esmerilada de 250 mL se vierte una muestra de 20 mL medidos con pipeta volumétrica, se agrega 0.4 g de sulfato mercúrico HgSO_4 y 15 ml de solución de dicromato de potasio al 0.25 N medidos con pipeta volumétrica ($\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ 0.25N), se agregan perlas de ebullición y se le coloca un refrigerante en posición de reflujo. En el caso de este trabajo los refrigerantes

trabajaban a base de aire con la ayuda de un ventilador. Se agregan 30 mL de ácido sulfúrico al 98 % (H_2SO_4 98%) medidos con probeta haciéndolo escurrir por las paredes del refrigerante, y 0.2 g de catalizador de sulfato de plata. Se agregan, por último, 20 ml de agua destilada para enjuagar el refrigerante. Se pone el matraz en una parrilla y se deja calentando a reflujo durante 2 h, se enfría entonces externamente el matraz, para después proceder a titular el dicromato remanente agregando previamente dos o tres gotas de indicador ferroín. La titulación se realiza con solución de sulfato ferroso amoniacal 0.025 N. El punto final de la titulación se observa en el color café, mismo que tomará después de pasar por los colores anaranjado, verde agua y azul claro. Paralelamente a la muestra de 20 mL, se debe tomar una muestra de agua destilada usada en la dilución y darle exactamente el mismo tratamiento que la muestra desde el principio del proceso, este matraz se identificará como "blanco", se titulará y servirá para realizar los cálculos.

Los cálculos se reducen a la siguiente fórmula;

$$\text{DQO (mg O}_2\text{/mL)} = \frac{(a - b) \times N \times 8000}{\text{ml de muestra}}$$

donde;

a = mL gastados en la titulación del "blanco"

b = mL gastados en la titulación de la muestra

Las mediciones de pH y temperatura se realizaron con instrumentos simples.

ANEXO B: Resultados experimentales

B.1 Primera etapa experimental

Los resultados de laboratorio se clasificaron en dos diferentes tipos 1) variables de control; oxígeno disuelto (OD), turbiedad, y pH y 2) variables de respuesta; demanda química de oxígeno (DQO) y sólidos suspendidos volátiles del licor mezclado (SSV). En la tabla B.1 se presenta una parte de los resultados obtenidos para las variables de control en el período en que se consideró que la laguna #4 llegó a su régimen permanente. Estas mediciones se tomaron desde el inicio de la corrida de estas lagunas y sirvieron para detectar las variaciones en las condiciones ambientales de los ecosistemas.

Tabla B.1 Variables de control obtenidos durante la primera etapa experimental.

Fecha	parámetro	laguna #1	laguna #2	laguna #3	laguna #4
12 Abr	OD (mg/L)	5.1	5.0	5.9	5.8
	pH	8.84	8.95	9.11	8.65
13 Abr	OD	5.9	6.0	6.3	5.5
	pH	8.94	8.96	9.16	9.10
	Turb. (NTU)	255	140	71	66
14 Abr	OD	6.1	5.9	6.5	4.5
	pH	8.99	9.08	9.17	9.10
15 Abr	OD	5.4	5.8	5.7	4.0
	pH	8.60	8.90	8.93	8.79
	Turb.	290	160	70	70
16 Abr	OD	5.1	5.2	5.2	4.8
	pH	8.92	8.97	9.29	9.01
18 Abr	OD	4.2	5.9	6.5	4.4
	pH	8.85	8.77	9.15	9.13
	Turb.	800	400	230	60
19 Abr	OD	6.9	4.2	6.2	5.5
	pH	8.56	8.90	9.13	9.01

Tabla B.2 Resultados experimentales primera etapa experimental

Fecha	parámetro	laguna #1	laguna #2	laguna #3	laguna #4	Agua bca
12 Abr	DQO (mg/L)	720	496	168	0	2160
13 Abr	SSV (mg/L)	900	1020	1740	1460	
14 Abr	DQO	976	304	224	304	1880
15 Abr	SSV	380	620	1044	1200	
16 Abr	DQO	1392	880	712	192	2440
18 Abr	SSV	260	1700	800	1380	
19 Abr	DQO	1600	1200	40	200	-
20 Abr	SSV	1520	1540	320	1380	
21 Abr	DQO	1720	1400	520	680	1480
22 Abr	SSV	540	2560	2280	1780	
23 Abr	DQO	840	1000	800	160	800
26 Abr	DQO	520	520	640	280	680
27 Abr	SSV	860	1080	5520	640	
28 Abr	DQO	840	840	920	400	880
29 Abr	SSV	500	-	1320	620	
30 Abr	DQO	760	520	560	-	2120
2 May	SSV	1960	1760	1920	800	
3 May	DQO	745	627	431	235	-
6 May	SSV	420	460	1020	700	
7 May	DQO	594	554	515	277	2653
9 May	SSV	180	260	400	520	
10 May	DQO	745	627	431	235	4547
12 May	DQO	980	745	314	235	431
Prom	DQO	956	747	464	291	1825
	SSV	752	1222	1156	1048	

B.2 Segunda etapa experimental

En la segunda etapa las variables de control se utilizaron para verificar que las condiciones ambientales permanecieran aproximadamente constantes y no resultasen nocivas a los ecosistemas. En la tabla B.3 se presentan las variables de respuesta para la segunda etapa de experimentación.

Tabla B.3 Resultados experimentales, segunda etapa experimental

Fecha parámetro	lag. #1	lag. #2	lag. #3	lag. #4	lag. #5
10 Jul DQO (mg/L)	134	134	104	119	89
11 Jul SSV (mg/L)	380	760	280	180	600
12 Jul DQO	213	213	198	182	91
13 Jul SSV	40	40	100	200	20
14 Jul DQO	243	137	106	102	94
17 Jul DQO	357	342	152	163	149
18 Jul SSV	540	440	610	480	550
19 Jul DQO	243	266	184	213	184
20 Jul SSV	260	120	480	580	420
21 Jul DQO	225	228	170	102	102
24 Jul DQO	328	137	258	105	90
25 Jul SSV	110	200	130	260	310
26 Jul DQO	164	144	102	76	46
27 Jul SSV	220	60	200	340	270
promedio DQO	238	200	159	133	106
promedio SSV	260	270	300	340	362

BIBLIOGRAFIA:

- APHA, WPCF, AWWA 1980, Standard methods for the examination of water and wastewater. 15a Ed. Washington D.C., EEUUA.
- Balasha, E., y H. Sperber, 1975, "Treatment of Domestic Wastes in an Aerated Lagoon and Polishing Pond", Water Research, p 9, 43.
- Benefield, L.D. y Randall, C.W.1980. Biological process design for wastewater treatment, Prentice-Hall, N. J. E. U. A. p 43-49,359-367
- Bronstein, I. y Semendiaev, K., 1977, Manual de matemáticas. Ed. Cultura Popular. México, D.F. p 668
- Caldwell, D. H., D. S. Parker, y W. R. Uhte, 1973, Upgrading Lagoons, EPA Technology Tranfer Seminar Publication.
- Cámara Nacional de la Industria de la Celulosa y el Papel 1990 Memoria Estadística. México, D.F. México.
- Durán, C. 1988. Tratamiento biológico de aguas residuales industriales. Pub. Facultad de Química, U.N.A.M., México D.F.
- Eckenfelder, W.W. Jr. y D.L. Ford, 1970, Water Pollution Control, Pemberton Press, Austin, Tex.
- Eckenfelder, W.W. Jr 1966. Industrial water pollution control Mc Graw Hill; Nueva York, E.U.A.
- Eckenfelder, W.W., Jr. y D. L. Ford, 1970, Water Pollution control, Pemberton Press, Austin, Tex.

- Fernández-Villagomez G., 1988. Degradación aerobia de aguas residuales de fábricas de papel en un sistema de laboratorio de lagunas aeradas. VI Congreso nacional saneamiento ambiental.
- Fernández G., Navarrete M.E., Quintanar H., Ramirez M.E., Poggi H.M. y Durán de Bazúa C., 1987. Informe interno de investigación. Facultades de Química e Ingeniería, U.N.A.M. y Depto. de Biotecnología y Bioingeniería, CINVESTAV-IPN. Proyecto CONACYT. D.F. 12 págs.
- Ford, D. L., Aeration, in process Design in Water Quality Engineering, ed. E. L. Thackston y W.W. Eckenfelder, Jenkins Publishing Company, Nueva York, 1972.
- Geller A. y Göttsching L. 1982. "Closing water systems completely in the Federal Republic of Germany." *The Journal of the Technical Association of the Pulp and Paper Industry*, 65 (9).
- Habets L. H.A. y Knelissen. "Application of the UASB reactor for anaerobic treatment of paper and board mill effluent". *The Journal of the Technical Association of the Pulp and Paper Industry*, 65 (12).
- Huster R., Demel I. y Geller A. 1991. "Closing paper mill whitewater circuits by inserting an anaerobic stage with subsequent treatment." *Water Science and Technology*, 24 (3/4).
- Knaysi, 1951, G., Elements of Bacterial Cytology, 2a edición, Cornell University Press, Ithaca N.Y..
- Kormanik, R. A., 1972, "Design of Two-Stage Aerated Lagoons", *Journal of the Water Pollution Control Federation*, 44, p 451.
- Lamanna, C. y M. F. Mallette, 1965, Basic bacteriology, the

Williams & Wilkins Co. Baltimore Md..

- Luna Pabello, V. M., 1987. Tesis profesional. Facultad de Ciencias, U.N.A.M.. México, D.F..
- Máátta R. K., Anaerobic Wastewater Treatment Process. Forest Products Depts., Helsinki University of Technology. 02150 Espoo Finland.
- Malina, J. F., Jr., R. Kayser, W. W. Eckenfelder, Jr, E. F. Gloyna, y W. R. Drynan, 1972, "Design guides for biological wastewater tretment process", Center for research in water resources report, CRWR-76, University of Texas, Austin Tex.
- Mc Kinney, R. E., J. N. Dornbush, and J. W. Vennes, 1971, "Waste Treatment Lagoons-State of The Art", Missouri Basin Engineering Health Council, EPA WPCRS, 17090EHX.
- Metcalf y Eddy, 1972, Wastewater Engineering, Mc Graw-Hill Book company, New York E.U.A.
- Metcalf y Eddy, 1979, Wastewater Engineering: Tretment, disposal and reuse. Mc Graw Hill. 2a. Ed. Nueva York E.U.A.
- Monod, J, 1949, "The Growth of Bacterial Cultures", Annual Review of Microbiology, 3 p 371.
- Pavoni, J. L., M. W. Tenney, and W. F. Echelberger, Jr., 1972 "Bacterial exocellular polymers and biological flocculation", Journal of the water pollution control federation, 44, 414.
- Pirt, S. J., 1975, Principles of Microbe and Cell Cultivation, Halsted Press, a division of Jhon Wiley and Sons, Inc., New York.

- Pogg, H. M., 1984, Evaluación de técnicas de ajuste en ensayos de tratabilidad. Memorias del Cuarto Congreso de Ing. Sanitaria y Ambiental. Pub. SMISA. México, D.F.
- Ramalho, V. 1977. Wastewater Treatment. Academic Press. 1a. Ed. Nueva York E.U.A.
- Solorio-Perusquia, F. 1988. Tratamiento de agua de remojo de la cebada por medio de biodisco. Tesis de maestría. División de Estudios de Postgrado, Facultad de Ingeniería, U.N.A.M.
- Vélez H., Novaresí M. y De Rosa G. 1989. Depuración de desagües papeleros en lagunas aireadas. V Congreso latinoamericano de celulosa y papel, Santiago de Chile.
- Vidal E. 1987. Agua y desperdicios en la industria de la celulosa y el papel. Informe conceptual de ingeniería División de estudio de postgrado, Facultad de Ingeniería. U.N.A.M..