

01164.
2ej.
1

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

**DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
FACULTAD DE INGENIERIA**

**CONSIDERACIONES CINETICAS E HIDRAULICAS
SOBRE DIVERSOS MODELOS DE TRATABILIDAD
DE AGUAS RESIDUALES.**

T E S I S
Que para Obtener el Grado de:
MAESTRO EN INGENIERIA SANITARIA
P R E S E N T A :
FRANCISCO FLORES HERRERA

Ciudad Universitaria

Dic. 1980

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

RESUMEN

México es un país con un alto crecimiento demográfico y en los últimos años ha incrementado su desarrollo industrial. Estos dos factores han propiciado que crecientes volúmenes de aguas residuales sean vertidos a las corrientes de aguas superficiales y subterráneas, provocando alteración de los ecosistemas acuáticos y una mayor dificultad para el aprovechamiento integral de estas aguas.

Una de las formas más económicas para remover los contaminantes orgánicos de las aguas residuales y controlar la contaminación que producen en el medio ambiente, así como propiciar el reúso de estas aguas, es mediante el proceso biológico de lodos activados, donde una gran masa de microorganismos degradan, en condiciones aeróbicas adecuadas y con la cantidad de nutrientes necesarios, la materia orgánica soluble para in--

corporarla en protoplasma celular, y producir bióxido de carbono y agua como subproductos del proceso.

El presente trabajo tiene como objetivos: a) mostrar las técnicas de laboratorio para obtener las constantes cinéticas de remoción de materia orgánica, b) analizar el efecto del comportamiento hidráulico del reactor en la eficiencia de remoción de contaminantes orgánicos biodegradables, bajo diferentes condiciones de mezclado y c) aplicar la teoría y resultados anteriores en el caso práctico, con fines ilustrativos, de diseñar un reactor biológico para tratar las aguas residuales del tipo que se generan en la Ciudad Universitaria, de la Universidad Nacional Autónoma de México.

Para alcanzar el primer objetivo, se realizó una revisión bibliográfica de los trabajos en los cuales se realizan pruebas, a nivel de laboratorio, para conocer los mecanismos por los cuales se efectúa la biodegradación así como de aquellos para determinar los parámetros básicos para el diseño de sistemas de tratamiento. El segundo objetivo se logró complementando la información bibliográfica al respecto con pruebas con trazadores en el dispositivo experimental usado para tratar aguas residuales. El tercer objetivo se alcanzó aplicando a los resultados teóricos los obtenidos de las pruebas de tratabilidad, a nivel de laboratorio, y de la caracterización de las aguas residuales en estudio.

Las conclusiones obtenidas de este trabajo son las siguientes:

- a) Las técnicas que usualmente se utilizan en laboratorio, para determinar los parámetros básicos de diseño, no están debidamente estandarizadas, lo que lleva a una dificultad para la interpretación, comparación y extrapolación de resultados.
- b) Las pruebas con trazadores son una práctica poco común en las actividades para determinar los parámetros básicos de diseño, tal vez por considerarse, a priori, que la turbulencia es lo suficientemente alta para asegurar un mezclado adecuado en el reactor.
- c) Los efectos de corto circuito y/o zonas muertas en el reactor biológico tienen graves consecuencias en las eficiencias de remoción de materia orgánica que se manifiestan por ejemplo, en la necesidad de duplicar el tiempo de retención hidráulico en un reactor con problemas de mezclado para alcanzar las eficiencias de un reactor adecuadamente mezclado.
- d) La aplicación de los modelos matemáticos usuales conducen a dimensiones similares del reactor. Sus principales diferencias radican en criterios de carácter opera-

tivo.

Por lo anterior se recomienda estandarizar las técnicas de laboratorio de tal forma de establecer una metodología que permita obtener resultados confiables y reproducibles en lo relacionado con la cinética de reacción y el comportamiento hidráulico del reactor.

1. INTRODUCCION	1
1.1 Antecedentes	1
1.1.1 Recursos y necesidades del agua	1
1.1.2 Situación actual de la contaminación	3
1.1.3 Situación actual de los sistemas de tratamiento	4
1.2 Justificación del presente trabajo	5
1.3 Objetivos, alcances y limitaciones	6
1.3.1 Objetivos	6
1.3.2 Alcances	7
1.3.3 Limitaciones	8
2. ESTUDIOS DE TRATABILIDAD, A NIVEL DE LABORATORIO	9
2.1 Consideraciones cinéticas	9
2.1.1 Alcances y limitaciones de la experimentación a nivel de laboratorio	9
2.1.2 Aplicación de la experimentación, a nivel de laboratorio, en trabajos de investigación aplicada	12
2.1.3 Técnicas de laboratorio	29
2.1.3.1 Biodegradabilidad y estudios de tratabilidad	30
2.1.3.2 Pruebas para el control del proceso	33

	Pág.
2.1.4 Actividades de laboratorio	44
2.1.4.1 Caracterización de las aguas residuales	44
2.1.4.2 Planeación de las pruebas de tratabilidad	46
2.1.4.2.1 Modelos Matemáticos	46
2.1.4.2.2 Diseño experimental	49
2.1.4.2.3 Dispositivo experimental	51
2.1.4.2.4 Operación	52
2.1.4.2.5 Muestreo	55
2.1.4.2.6 Procesamiento de la información	56
2.2 Consideraciones hidráulicas	56
2.2.1 Teoría del proceso	57
2.2.2 Procedimiento experimental	59
2.2.3 Análisis de la información	60
3. MODELO DE MEZCLADO PARA LODOS ACTIVADOS	66
3.1 Modelo hidráulico	66
3.2 Aplicación del modelo a cultivos microbianos de flujo continuo	69
3.3 Planteamiento de las ecuaciones	70
4. ESTUDIO DE TRATABILIDAD DE LAS AGUAS RESIDUALES GENERADAS EN LA CIUDAD UNIVERSITARIA-UNAM	74
4.1 Justificación del proyecto	75

	Pág.
4.2 Caracterización de las aguas residuales	77
4.3 Planeación de las pruebas de tratabilidad	83
4.3.1 Diseño experimental	83
4.3.2 Operación y muestreo	84
4.4 Obtención de los parámetros básicos de diseño	85
4.5 Diseño del reactor	91
4.6 Régimen hidráulico del dispositivo experimental	96
4.7 Efecto de mezclado en la calidad del efluente tratado	103
4.7.1 A nivel de laboratorio	103
4.7.2 A nivel prototipo	105
5. DISCUSION DE RESULTADOS	108
6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	118
6.1 Conclusiones	118
6.2 Recomendaciones	120
NOMENCLATURA	123
REFERENCIAS	125
TABLAS	133
FIGURAS	150
AGRADECIMIENTOS	

1. INTRODUCCION

1.1. Antecedentes

1.1.1 Recursos y necesidades del agua

La población de México crece a una tasa del 3.5% anual, de las más altas del mundo. La población estimada para el año 2000 será de 126 a 155 millones de habitantes. La disponibilidad media anual de agua renovable, que asciende a 140 mil millones de metros cúbicos, es suficiente para satisfacer -- las demandas futuras a nivel nacional, pues aunque se calcula que para el año 2000 se estará extrayendo el 94% de dicha disponibilidad, sólo se consumirá el 20% de la misma.

Sin embargo, la distribución de la población no coincide con

la localización de los recursos hidráulicos, pues el Altiplano y la Mesa del Norte que concentran el 60% de los habitantes del país, sólo cuentan con el 12% del escurrimiento nacional, mientras que el Sureste posee el 40% de dicho escurrimiento y sólo reúne el 8% de la población total; además - la distribución temporal del agua es desigual, pues las mayores precipitaciones se presentan en unos cuantos meses del año. Más de la mitad del territorio tiene un clima desértico árido o semiárido, lo que ocasiona escasez de agua en algunas regiones del país, períodos prolongados de sequía y explotación inmoderada de las aguas subterráneas, situación - que contrasta con la abundancia de agua que existe en los litorales, debida a fenómenos meteorológicos que a su vez provocan graves inundaciones.

En los lagos y lagunas del país se cuenta con 14,000 millones de metros cúbicos, los almacenamientos construídos para regular las variaciones estacionales y anuales del escurrimiento tienen una capacidad de 107 000 millones de metros cúbicos. La superficie cubierta por los almacenamientos naturales y artificiales comprende 2 800 000 ha, con un perímetro de 24 000 Km, lo que indica un fuente potencial para el desarrollo de la acuicultura y el turismo.

Se estima que una tercera parte de las áreas de riego y el 70% de las demandas urbano-industriales se satisfacen con agua subterránea. Los estudios realizados hasta la fecha, -

que cubren el 57% del territorio nacional, corresponde a las cuencas de los ríos Papaloapan y Bravo, a los estados de Sonora y Sinaloa y a una porción de la Península de Baja California, revelan que el volumen almacenado o no renovable que resultaría económico para la agricultura es de unos 100 millones de metros cúbicos, con los cuales únicamente pueden regarse 500 000 ha durante 20 años. Se han localizado además 32 lugares en donde se explotan mayores volúmenes de los que se renuevan, minando por lo tanto los almacenamientos -- subterráneos, como en el Valle de México y la Costa de Hermosillo.

1.1.2 Situación actual de la contaminación

El creciente deterioro en la calidad de las aguas superficiales y subterráneas se debe principalmente a las descargas de aguas residuales municipales e industriales, la sobreexplotación de acuíferos costeros, que provoca intrusiones salinas, y al arrastre de sólidos por el escurrimiento superficial durante la época de avenidas.

Para proteger la calidad de las aguas nacionales, se espera instalar, en lo que resta del siglo, plantas que permitan -- tratar más de 10 000 millones de metros cúbicos al año, --- 317.1 m³/s, de los cuales el 76% corresponderá a descargas -- industriales y el 24% a descargas domésticas. Para 1982 se-

requerirá una inversión de 19 000 millones de pesos, de --- 1975, con lo que será posible tratar un volumen anual de -- 2 970 millones de metros cúbicos ($94.18 \text{ m}^3/\text{s}$) (Ref 1.1).

1.1.3 Situación actual de los sistemas de tratamiento.

Un inventario a nivel nacional, de las plantas de tratamiento de aguas residuales señala que existen alrededor de 70 - sistemas cuyo diseño y construcción ha estado a cargo de dependencias oficiales y empresas privadas. De estas instalaciones 27 contienen algún tipo de lagunas, 22 son de lodos-activados, 16 tanques Imhoff, 4 filtros rociadores, 3 sedimentación primaria, 1 zanja de oxidación, 1 fosa séptica y 2 emisores submarinos. Además se conocen 35 proyectos en - los cuales se incluyen 27 sistemas de algún tipo de lagu--nas.

La mayoría de las plantas de tratamiento municipales se diseñaron para controlar la contaminación del agua (75% del - total inventariado) y un mínimo para el reuso del agua confines industriales y de riego de áreas verdes.

Un alto porcentaje de los sistemas de tratamiento están --- siendo operados en forma inadecuada o han sido abandonados. Se ha detectado que la mayoría de estos sistemas carecen de una adecuada organización para su administración, operación

y mantenimiento.

En algunos casos, quizá por el desconocimiento de la tecnología disponible o por intereses de los fabricantes y vendedores de equipo, los procesos de tratamiento seleccionados no han sido los adecuados.

En un estudio llevado al cabo por la S.A.R.H. en 1975, se habían identificado solamente 40 plantas de tratamiento municipal en un total de 331 poblaciones mayores de 10 000 habitantes y en aproximadamente 100 localidades se estaban utilizando las aguas crudas para el riego agrícola. (Ref 1.2).

1.2 Justificación del Presente Trabajo

De lo anterior se puede observar la necesidad de implantar políticas para la optimización del recurso hidráulico mediante la planeación de sistemas de tratamiento con la doble finalidad de prevenir la contaminación y reusar, cuando las condiciones sean propicias.

Respecto a las acciones que se recomiendan para obtener un diseño adecuado de las plantas de tratamiento se puede decir que una evaluación inicial del desecho determinará el sistema más apropiado para un requerimiento específico de calidad del agua, considerando las similitudes biológicas entre los-

procesos. Esto requerirá un programa mínimo de investigación a nivel de laboratorio para determinar los principales parámetros del tratamiento. Después de seleccionar el proceso, se deberá desarrollar un programa detallado para confirmar los coeficientes del proceso y establecer el efecto de variables como pH , carga orgánica, etc., en el diseño del proceso.

Es interesante hacer notar que los procedimientos de diseño, mediante valores recomendados de las principales constantes del proceso, darán una aproximación de los costos de construcción y operación de la planta, pero no son un sustituto para los trabajos experimentales de laboratorio (Ref 1.3).

1.3 *Objetivos, Alcances y Limitaciones*

1.3.1 *Objetivos*

- . Realizar un análisis de las metodologías usadas en las pruebas de tratabilidad, a nivel de laboratorio, para determinar los parámetros básicos de diseño de sistemas biológicos de tratamiento de aguas residuales.

- . Analizar el efecto de la hidráulica del reactor, en la eficiencia de remoción de contaminantes orgánicos, bajo diferentes condiciones de mezclado.

- . Diseñar un reactor biológico, con los resultados de una prueba de tratabilidad, para un desecho de baja carga -- orgánica.

1.3.2 Alcances

- . Mediante una revisión bibliográfica mostrar los aspectos tanto teóricos como prácticos, de la experimentación a nivel de laboratorio, para la obtención de parámetros básicos de diseño, así como para tener un mejor entendimiento de los mecanismos por los cuales se realiza la biodegradación de los desechos orgánicos.
- . Mostrar la secuencia de actividades involucradas en las pruebas de tratabilidad como son: caracterización de los desechos por tratar, selección del modelo matemático, diseño y operación del dispositivo experimental, muestreo, procesamiento de los datos experimentales, aplicación de resultados en la obtención de los parámetros básicos de diseño y aplicación en el diseño del reactor biológico.
- . Mediante pruebas con trazadores, determinar la hidráulica del reactor experimental y señalar sus fallas de funcionamiento en lo relacionado con la detección de zonas muertas y/o corto circuito.

- Interrelacionar los factores cinéticos e hidráulicos para el diseño adecuado del reactor biológico y predecir - la calidad del efluente en el prototipo, bajo diferentes condiciones de mezclado.
- Mostrar las diferencias en el diseño del reactor, cuando se usan datos experimentales y de referencias bibliográficas.

1.3.3 Limitaciones

- Metodología aplicable principalmente en pruebas de tratabilidad, a nivel de laboratorio, bajo condiciones de flujo continuo.
- Cinética de degradación para un desecho de baja carga -- orgánica.
- Los parámetros de respuesta, de las pruebas con trazadores, sólo son aplicables a tanques con las relaciones de largo a ancho de 1:1 y 1.5:1.

2. ESTUDIOS DE TRATABILIDAD A NIVEL DE LABORATORIO

2.1 *Consideraciones Cinéticas*

2.1.1 Alcances y limitaciones de la experimentación a nivel de laboratorio. (Ref 2.1).

En general la investigación de laboratorio se puede clasificar de diferentes formas según sea el tipo de información a recabar (básica o aplicada); la escala del dispositivo usado (de laboratorio, piloto o prototipo); el tipo de funcionamiento hidráulico del sistema (estático o de flujo continuo) o el régimen hidráulico del reactor (completamente mezclado o pistón).

Cada escala tiene ventajas y limitaciones propias. Por ejemplo, la flexibilidad de los estudios experimentales disminu-

ye cuando aumenta la escala del dispositivo, aunque se incrementa la utilidad de los parámetros de diseño. Son recomendables los estudios a nivel de laboratorio si se desea conocer la biodegradabilidad de un desecho o las alternativas de tratamiento, pues las tasas y valores estequiométricos desarrollados en esta escala son lo bastante cercanos a los experimentados en el prototipo, como lo son también los costos de aditivos, requerimientos de oxígeno, crecimiento celular y otras variables similares. De la misma manera se pueden determinar las condiciones óptimas para que se realice un tratamiento en particular, o reconocer sus problemas como, por ejemplo, el establecimiento de la toxicidad de un desecho a los microorganismos.

La relación entre la investigación de laboratorio, sobre los mecanismos de tratamiento de aguas y aguas de desecho, y los problemas del mundo real presenta dificultades de interpretación ya que la práctica ingenieril está enfocada a resolver problemas de diseño, y la mayoría de los trabajos experimentales a tener un mejor entendimiento de los mecanismos por los cuales ocurre el tratamiento. Esto último por el uso de cultivos, sustratos o condiciones ambientales ideales.

Un problema importante en el tratamiento de aguas residuales es seleccionar la mejor alternativa entre los diferentes procesos, o sus modificaciones, para un desecho en particular.-

En años recientes se ha proporcionado a los diseñadores una gran diversidad de alternativas, gracias a la proliferación de nuevos procesos, pero poca información sustancial sobre la cual puedan fundamentar esa selección. Por desgracia, y con mucha frecuencia, se presentan en el prototipo las limitaciones y restricciones, de los nuevos procesos, no enunciadas en su presentación. La investigación a nivel de laboratorio puede eliminar una parte de estas dificultades utilizando dispositivos muy simples.

La investigación en plantas piloto tiene dos propósitos:

- 1) eliminar, cuando es posible, algunas de las variables relacionadas con la escala del dispositivo usado en el laboratorio y
- 2) desarrollar parámetros de diseño. Cuando este último sea el objetivo a alcanzar, se incluye claramente el primero, pero el reverso no siempre es verdadero. Los sistemas de laboratorio regularmente tienen problemas para el mantenimiento y regulación de los gastos de alimentación y para disminuir los efectos de proporción de superficie a volumen. Algunos de esos problemas se pueden reducir o eliminar en la planta piloto. Sin embargo cuando el tamaño del sistema se incrementa, la flexibilidad de variación de los parámetros y variables estudiadas disminuye. Por ejemplo, es bastante simple el control de la temperatura en un tanque de 10 l pero es considerablemente más difícil en uno de 1000 l.

En los estudios en plantas piloto raramente se toma en cuenta la estabilidad del proceso, por lo regular, las concentraciones de sólidos suspendidos y de materia orgánica, en términos de la *DBO*, del efluente fluctúan ampliamente, pero --- cuando la tratabilidad, por ejemplo la biodegradabilidad es alcanzada, se considera completo el estudio. Si en la planta piloto se presenta el abultamiento o desarrollo de un cultivo filamentoso, lo mismo sucederá en el prototipo. Un propósito de los estudios es identificar los problemas y sus soluciones antes de la construcción de la planta.

Debido a las pocas modificaciones que se pueden hacer en la operación de la planta prototipo, la investigación en estos sistemas se sitúa en la categoría de cuidadosa observación. En la mayoría de las veces se intenta relacionar los mecanismos de perturbación y respuesta, cuando los sistemas no son muy complejos. Esto puede hacerse cuando hay buena cantidad de datos disponibles y muchos trabajos de investigación han resultado de estos conocimientos, llevando a cambios significativos en el sistema, por ejemplo los procesos *Krauss* y de estabilización por contacto.

2.1.2 Aplicación de la experimentación, a nivel de laboratorio, en trabajos de Investigación Aplicada

A continuación se presentan algunos trabajos realizados por-

diferentes autores, con lo que se pretende dar una idea general de los dispositivos en que se ha realizado experimentación de laboratorio y anotar sus alcances y limitaciones.

- Garret y Sawyer (Ref 2.2) realizaron trabajos de laboratorio con objeto de determinar la cinética de remoción usando sustratos solubles. Para estudiar la relación entre la tasa de crecimiento y la concentración de sustrato remanente, se construyó el aparato mostrado en la fig 2.1. Consiste de una cámara de aeración A, con aeración vigorosa para obtener un mezclado completo del contenido. El sustrato se introduce a la cámara de aeración a través del tubo B descargando justo arriba del difusor de aire C, de tal modo de dispersar el sustrato tan rápido como fuera posible.

La relación entre la tasa de crecimiento y la concentración de DBO soluble remanente usando el dispositivo mencionado anteriormente, y peptona como sustrato a 30°C , resultó lineal a concentraciones bajas de DBO .

- Hatfield R y Strong E R, (Ref 2.3) usaron para el tratamiento de desechos industriales unidades de 2.0 l para la cámara de aeración y 0.20 l para la de sedimentación. La alimentación se realiza mediante una botella aspiradora. El aire es inyectado al sistema mediante un tubo localizado cerca de un costado y a lo largo de la cámara de aeración. El arreglo -

de este sistema se da en la fig 2.2.

Después de tres años de experiencia en la operación de esta unidad se demostró que se pueden realizar experimentos a bajo costo y con una mínima atención en la operación (únicamente el suministro de sustrato).

Las eficiencias de remoción de DBO obtenidas con estas unidades son similares a las registradas en el prototipo a las mismas cargas orgánicas.

La unidad de flujo continuo simula de una manera mejor el comportamiento del prototipo que las unidades de flujo estático (batch).

Ludzack F J (Ref 2.4) presenta una unidad de lodos activados para estudios de tratabilidad de desechos. Las partes componentes de este dispositivo se dan en la fig 2.3. Las características de operación y diseño muestran un comportamiento similar al observado en las plantas prototipo. Las predicciones basadas en esta unidad probablemente serán conservadoras cuando se apliquen a grandes instalaciones, los efectos de corrientes (stray currents.); pérdida de sólidos y las relaciones área-volumen tal vez no sean tan críticas en la planta a escala.

Una aproximación razonable a la unidad descrita y usada por los autores se puede obtener de una botella invertida y con la tapa cortada.

- . Drehwing F J y Nemerow N L, (Ref 2.5) realizan un trabajo de investigación de laboratorio para determinar los factores -- que influyen en la tratabilidad de desechos de enlatadoras.

El propósito del estudio fue:

- determinar las características sanitarias del desecho
- establecer y analizar los parámetros del tratamiento -- biológico de estos desechos
- simular y evaluar las condiciones de una planta piloto o prototipo mediante un sistema a escala de laboratorio
- formular predicciones para el diseño de la planta piloto o prototipo de los resultados de laboratorio (fig - 2.4).

Los resultados obtenidos muestran que desechos con cargas orgánicas tan altas, como los de enlatadoras, se pueden tratar en un sistema de aeración de laboratorio, y obtener información relacionada con las características del desecho, carga orgánica (en términos de la DBO), requerimientos de aire, -- producción de lodo, tiempo de retención y requerimientos de nutrientes.

Siddiqui R H, Speece R E y Engelbrecht R S (Ref 3.6) realizan un estudio experimental a nivel de laboratorio con aguas residuales con dos objetivos:

1. determinar la causa por la cual un lodo activado en un sistema batch, aclimatado a un ciclo de 12 ó 24 horas - muestra inicialmente un progresivo incremento en su capacidad de remover sustrato orgánico, soluble, en un período de contacto dado cuando el lodo de retorno es estabilizado después de suministrado y
2. determinar el efecto del tiempo de estabilización en el diseño del proceso de estabilización por contacto cuando se usa un sustrato orgánico soluble.

Se usó la unidad experimental mostrada en la fig 2.5. El diseño hidráulico del reactor se probó mediante pruebas con trazadores. Los resultados se ajustan con las curvas teóricas para cambios en las concentraciones de lodo y sustrato.

Conclusiones

Las características de sedimentación del lodo debería usarse como el criterio principal para establecer la duración del -

tiempo de estabilización, por lo menos con sustratos solubles.

Durante las primeras horas del período de estabilización, la tasa de remoción de sustrato soluble por lodos activados --- aclimatados a ciclos de suministro de sustrato de 12 a 24 horas fue limitada aparentemente por la falta de respiración y enzimas sintetizadoras.

Gaudy A F, Yang P Y y Obayashi A W (Ref 2.7) con antecedentes de investigación propia, desarrollan la experimentación necesaria para tener un mejor conocimiento del proceso de aeración extendida u oxidación total en una planta piloto operada durante varios años, la cual se ilustra en la fig 2.6.

Se observó que durante los dos años de operación de la planta las eficiencias bioquímicas fueron excelentes (superiores al 90%), y que la concentración de sólidos en el reactor no continuó creciendo. No se logró un equilibrio en la concentración de sólidos, y esta pasó por ciclos de incremento y disminución. Durante los períodos de disminución de sólidos la eficiencia de remoción de DQO no se alteró seriamente. Los resultados indican que la teoría de "oxidación total" no es inconsistente con lo publicado en la teoría microbiológica.

Conclusiones

De los resultados presentados, es posible sugerir una modificación al proceso de aeración extendida, consistiendo de la cámara de aeración y sedimentación con recirculación de sólidos o la cámara de aeración (proceso convencional), además - la adaptación de una planta de hidrólisis donde el lodo extraído del tanque de sedimentación se acidifica y sujeta a hidrólisis. El hidrolizado, rico en DQO , se neutraliza y recircula a la cámara de aeración. Con tal proceso no sería necesario determinar el tiempo de retención necesario para que la ecología del sistema estuviera en condiciones de llevar al cabo la hidrólisis biológica.

- Boon AG (Ref 2.8) experimentando en una planta piloto, compara los resultados obtenidos al tratar aguas residuales domésticas por el proceso de estabilización por contacto y por el convencional de lodos activados.

Diseño de la planta piloto (estabilización por contacto). - La planta piloto, fig 2.7, consiste de 4 tanques de asbestocemento con una capacidad efectiva cada uno de 0.077 m^3 . -- Uno sirve como tanque de contacto, dos en serie de tanques de reaeración, y el cuarto como digester aeróbico. El desecho es suministrado al tanque de contacto, desde un tanque de carga constante, donde se mezcla con el lodo activado que

se recircula del sedimentador. Después de la aeración el licor mezclado fluye al tanque de sedimentación de 0.23 m^3 con flujo ascendente y de forma cónica. El lodo activado sedimentado es recirculado del fondo del tanque a los tanques de reaeración mediante una bomba de gasto variable; el líquido sobrenadante es descargado a un tanque de colección que lo agita y el exceso es descargado al drenaje. El aire se introduce desde el fondo de cada tanque de aeración mediante 2 difusores de 7 pulgadas; el gasto a cada tanque se indica -- por rotámetros. Se tomaron muestras compuestas del desecho del tanque de carga constante por la descarga intermitente -- de pequeños volúmenes en un recipiente colector usando una -- válvula electromagnética controlada por una unidad de tiempo. Un dispositivo similar se usó también para obtener muestras de efluentes del tanque de agitación (efluente). El exceso de lodo activado se transfirió intermitentemente de la zona de reaeración al digestor aeróbico o al drenaje de tal modo de mantener el lodo activado, en el licor mezclado en la zona de contacto, a la concentración requerida.

Diseño de la planta piloto (proceso convencional de lodos -- activados).

Similar a la descrita para estabilización por contacto, excepto en el flujo del desecho. En el proceso convencional -- el desecho pasa por los cuatro tanques conectados en serie.-

Para prevenir el retroceso del mezclado del licor mezclado, se arreglaron los tanques de tal modo que el líquido fluyera en cascada de un tanque al otro, y finalmente al tanque de sedimentación. El corto-circuito del licor se minimizó en cada tanque por el uso de un baffle alrededor de la salida.

Discusión de Resultados

Bajo las condiciones de experimentación dadas, el comportamiento de la planta "convencional" con respecto a la DBO, -- DQO y concentración de SS en el efluente sedimentado fue mejor que el de la planta de estabilización por contacto. La concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente sedimentado de la planta de contacto, sin embargo, fue sustancialmente menor que en la planta convencional y la nitrificación completa podría haber ocurrido si la concentración del nitrógeno amoniacal en el desecho hubiera sido de 30 mg/l como en el desecho típico.

Mc Clelland N I y Mancy K H, (Ref 2.9) realizan un trabajo de laboratorio con el propósito de determinar: 1) hasta qué grado los detergentes "blandos" afectan las características de diseño de un sistema experimental de lodos activados, 2) cómo es este efecto comparado con el de un detergente "duro", y 3) un entendimiento conceptual del mecanismo de interferencia de compuestos con características surfactantes en es-

te tipo de proceso de tratamiento.

Materiales y Métodos

Unidades de lodos activados de flujo continuo como la muestra en la fig 2.8. Los métodos de análisis físicoquímicos -- son los recomendados en los Métodos Estandar (ref 2.10) en lo relacionado con DQO, DBO, OD, COT, pH, temperatura, SS, SAAM, (Sustancias Activas al Azul de Metileno).

Conclusiones

Los resultados experimentales obtenidos indican que la utilización de sustrato en un sistema de tratamiento de lodos activados se reduce con la presencia de agentes surfactantes. -- Ambos ABS y LAS afectan la tasa de remoción de sustrato en las unidades experimentales. La explicación de este efecto se relaciona con la estructura y concentración de SAAM presente en el sistema. Alguno o todos los siguientes mecanismos podrían ser responsables del efecto observado: 1) toxicidad, 2) inhibición enzimática, y 3) reducción en el transporte de masa entre la biomasa y el total de la solución.

La obtención de nutrientes biológicos ocurre a través de una serie de pasos consecutivos: 1) transporte de masa en el total de la fase acuosa; 2) transporte de masa a través de

la capa límite en la interfase flóculo-solución; y 3) reacciones con catalizadores enzimáticos en la superficie del flóculo. Debido a que las condiciones de mezclado fueron mantenidas en los niveles adecuados en la fase líquida del sistema experimental, las tasas de transferencia de masa fueron mayores que a través de la capa límite. Es lógico suponer que las reacciones químicas en la superficie del flóculo se realizan a una tasa mayor que el transporte de masa a través de la capa límite; así el paso limitante en este modelo es considerado como el transporte de masa a través de la capa límite en la interfase flóculo-solución.

El ABS en concentraciones igual o mayores de 5 mg/l, y LAS en concentraciones igual o mayores de 10 mg/l interfieren significativamente con la utilización de sustrato en las condiciones específicas de esta investigación.

- Fisher R A y Smith H S, (Ref 2.11), describen las pruebas realizadas a nivel de laboratorio para determinar la efectividad del Proceso de Lodos Activados *Kehr* (PLAK) para tratar desechos domésticos y de enlatadoras con concentraciones de DBO de 200 a 2000 mg/l.

El dispositivo experimental usado se muestra en la fig 2.9.- Para determinar si el tanque de aeración en el PLAK estaba en el régimen hidráulico completamente mezclado, se realiza-

ron pruebas con trazadores, los resultados muestran que el tanque de aeración está completamente mezclado.

Conclusiones

La operación del sistema biológico PLAK usando sedimentación por gravedad fué muy efectivo en la remoción de DBO y sólidos y su operación no presenta muchas dificultades. Una vez que los gastos de aire y desecho son establecidos, el sistema no requiere atención excepto para el muestreo y el mantenimiento mecánico.

- Davis L F y Gloyna E F, (Ref 2.12) presentan los diversos aspectos en el diseño de sistemas de tratamiento biológico aeróbico, capaces de remover contaminantes orgánicos de desechos industriales. La discusión incluye la información necesaria de caracterización para tener una definición del desecho en términos de parámetros orgánicos e inorgánicos más importantes los cuales son necesarios para establecer los criterios de diseño básicos y formular los estudios piloto de flujo estático (batch) o continuo que preceden al diseño final. Como cada problema de tratamiento se debe considerar en forma específica, se desarrolla un modelo general que incluye la determinación, usando estudios piloto o de laboratorio, de los requerimientos de oxígeno y de mezclado, tiempos

de retención hidráulico, y los requerimientos en el manejo de lodos en exceso, necesarios para alcanzar los criterios de ca lidad que establecen las autoridades al respecto.

El dispositivo que se recomienda para los estudios de flujo - continuo a nivel de laboratorio es el que se muestra en la -- fig 2.10.

Burkhead C E, (Ref 2.13) presenta la teoría y el desarrollo, a nivel de laboratorio, para determinar las constantes cinéti cas involucradas en el modelo matemático desarrollado por --- McKinney R A. Este reporte involucra una descripción matemá- tica de tres versiones del proceso convencional de lodos acti vados: lagunas aeradas, aeración extendida y completamente - mezclado. Para cada uno de esas modificaciones, se utilizan- principios biológicos fundamentales para describir matemática- mente las principales consideraciones de diseño de esos proce- sos aeróbicos. Estas son: remoción de sustrato, producción- de lodo, demanda de oxígeno y el contenido de materia orgáni- ca en el efluente tratado.

La clave para la aplicación de esas expresiones de diseño, al tratamiento de un desecho en particular, radica en la evalua- ción de las constantes asociadas con los modelos matemáticos- usados, para describir los diversos fenómenos biológicos que-

se desarrollan en los procesos biológicos. Hay solamente -- tres constantes en el modelo propuesto: K_m , K_s y K_e .

El propósito de ese artículo es mostrar como se pueden evaluar esas constantes para un desecho en particular. El dispositivo experimental usado es similar al mostrado en la fig 2.11.

- Sherrard J H y Schroeder E D, (Ref 2.14) presentan una revisión de los factores que afectan la producción microbiana neta en sistemas biológicos. Se reportan resultados experimentales de laboratorio para ilustrar el uso del valor Y_{obs} y para ilustrar como la producción neta de sólidos puede ser controlada mediante la regulación de θ_c . Finalmente datos de campo son graficados como una función de θ_c para demostrar las interrelaciones de Y_{obs} y la eficiencia de remoción de DBO en θ_c .

Para demostrar la variación del crecimiento y su dependencia en la tasa de crecimiento, se operó un modelo de laboratorio de lodos activados completamente mezclado en condiciones altamente controladas. El modelo de laboratorio fue una modificación del tipo Fabco-Busch y contiene un clarificador secundario como se muestra en las figs 2.12 y 2.13.

Basados en los resultados obtenidos en este estudio, varias-

conclusiones importantes se pueden mencionar. Un coeficiente de crecimiento observado para cada valor de θ_c se ha mostrado que es un parámetro conceptual y significativo en la práctica. Otras relaciones igualmente importantes de la operación del proceso de lodos activados a diferentes valores de θ_c se resumen a continuación.

BAJOS θ_c	ALTOS θ_c
Baja concentración de SSVLM	Alta concentración de SSVLM
Alta producción de lodos	Baja producción de lodos
Alta remoción de nutrientes	Baja remoción de nutrientes
Aproximadamente una remoción de DBO constante	Aproximadamente una remoción de DBO constante

- Droste R L y Bewtra J K, (Ref 2.15) investigan el efecto de la agitación mecánica del licor mezclado del tanque de aeración en el comportamiento de las fases que componen el proceso de lodos activados: 1) mezclado en un tanque de aeración del desecho con microorganismos activos por un cierto período de tiempo, durante el cual suceden la absorción, adsorción, oxidación y síntesis de materia orgánica y 2) separación de la masa microbiana y otras partículas del licor mezclado.

La captación de sustrato en el proceso de lodos activados depende principalmente: i) las tasas metabólicas de los orga

nismos, ii) la transferencia de masa de nutrientes a la superficie celular y la remoción de productos de desecho de -- allí, y iii) disolución de oxígeno en el tanque de aeración. La floculación y sedimentación de la masa celular es otro parámetro importante.

El dispositivo experimental usado se muestra en la fig 2.14, dos de estas unidades fueron operadas en paralelo, una como control y la otra con agitación mecánica. El lodo, en la -- unidad experimental, fue bombeado continuamente de un lado a otro del recipiente cerrado y agitado mecánicamente en otro de 260 ml de capacidad. El licor mezclado se alimentó cerca del extremo superior y fué removido cerca del fondo del recipiente para evitar la acumulación de sólidos.

El volumen del tanque de aeración de control fué de 4 l y el de experimentación de 3.74 l. Excepto en el control de la -- temperatura, que varió entre las unidades aproximadamente -- 1.5°C (máximo), no hubo ninguna otra diferencia en los demás aspectos.

Como el mezclado en los tanques de aeración se realizó me--- diante la difusión de aire, se realizaron dos pruebas con -- cloruro de sodio, como trazador, para determinar que un gas- to de aire de 25 ml/s era suficiente para asegurar el mezclado completo en el tanque de aeración para un tiempo de retenen

ción de 6 horas. En consecuencia, se usaron gastos de aire de 42 ml/s en todas las corridas experimentales. Estas tasas de aire mantuvieron un adecuado nivel de oxígeno disuelto en los tanques de aeración. Aún a las mayores cargas orgánicas empleadas, el OD permaneció superior a los 3 mg/l. - El sustrato usado estaba compuesto de glucosa y extracto de carne de res en una proporción, de ODD , de 1:2 respectivamente, disueltos en agua corriente para suministrar los elementos traza esenciales. El sustrato fué refrigerado y mantenido en el rango de temperaturas de 0 a 4°C. La disminución de la ODD en el influente fué de aproximadamente 1% por día.

Conclusiones

Basados en los estudios, a nivel de laboratorio, del proceso de lodos activados en flujo estático, en los cuales una porción del licor mezclado fué agitado mecánicamente en forma intermitente, se concluye que:

1. La agitación mecánica reduce significativamente la ODD -remanente en el efluente después de un tiempo de retención. Esta fracción no degradable de sustancias se incrementa con una disminución en la edad del lodo.
2. La tasa de utilización de sustrato a concentraciones mayores de sustrato no se ve afectada significativamente-

debido al agitado; sin embargo la tasa global de utilización de sustrato se incrementa. La fracción no removable se reduce considerablemente debido al agitado mecánico del licor mezclado.

3. El coeficiente global de crecimiento no se altera significativamente debido al mezclado, pero la tasa de respiración endógena se incrementa apreciablemente de 0.019 d^{-1} para la unidad de control a 0.45 d^{-1} para la unidad agitada. Un aumento en la tasa de autooxidación hace -- que el exceso de lodo producido reduzca en volumen.
4. La sedimentación del licor mezclado mecánicamente es -- bueno. La agitación del licor mezclado reduce la DQO y los SSV del sobrenadante, siendo esto indicativo que se disminuye el "lavado" de sólidos.

2.1.3 Técnicas de laboratorio (Ref 2.16)

En la literatura, existen dos obras de gran uso por parte de los especialistas relacionados con la Ingeniería Ambiental, -- los Métodos Estándar para el Exámen de las Aguas y Aguas de Desecho (Ref 2.10) y el Manual de Métodos para Análisis Químicos de Aguas y Desechos (Ref 2.17). Sin embargo la mayoría de los métodos mencionados en esas dos publicaciones son para determinar la calidad de las aguas y residuos líquidos.

Solamente unos cuantos son pruebas generales de control.

Existen varias pruebas de operación y control desarrolladas específicamente para uso en el diseño y/o control de los procesos de lodos activados más comunes. Están dispersas en la literatura, aún no estandarizados por las asociaciones académicas y profesionales, pero ampliamente usadas por los investigadores y operadores de plantas de tratamiento de aguas residuales.

2.1.3.1 Biodegradabilidad y estudios de tratabilidad

Los desechos líquidos domésticos son biodegradables y se pueden tratar económicamente mediante procesos de tratamiento biológico, tal como lodos activados, filtros rociadores y lagunas de estabilización.

La biodegradabilidad de un desecho se puede definir como la propiedad del desecho que permite su degradación y utilización por microorganismos, en el tiempo límite provisto para el proceso, siendo así cuantificable.

Para evaluar la tratabilidad aeróbica de un desecho, es necesario un reactor biológico que contenga el desecho, nutrientes y los microorganismos y medir alguna propiedad del sistema por un período de tiempo. La técnica más sencilla es la

observación de la tasa de consumo de oxígeno (o la tasa de utilización de oxígeno, TUO) en el sistema aeróbico.

Un procedimiento típico para determinar cualitativamente la tratabilidad de un desecho, midiendo la tasa de consumo de oxígeno, es como sigue.

- a) coloque una cantidad medida de desecho en el reactor -- biológico
- b) agregue lodos activados aclimatados
- c) aeré el reactor aproximadamente 20 min, manteniendo --- constantes la temperatura y la tasa de mezclado
- d) retire el suministro de aire, y mida la tasa de consumo de oxígeno con el tiempo
- e) haga lecturas del oxígeno disuelto (OD) en el reactor a intervalos de tiempo de 5 min
- f) las curvas resultantes de los datos obtenidos, como se muestra en la fig 2.15, son una indicación de la tasa - de consumo de oxígeno de la materia orgánica y
- g) las tasas de consumo de oxígeno de desechos no conoci-- dos a varias concentraciones son comparadas con las de desechos conocidos para determinar la tasa de respira-- ción en términos del porcentaje de la tasa de utiliza-- ción endógena, como se muestra en la fig 2.16.

- Aclimatación de lodos

Una prueba de biodegradabilidad sin lodo aclimatado es inútil. La aclimatación del lodo puede conducirse en una planta piloto de flujo estático (batch) o flujo continuo, aunque el uso de esta última es más recomendable ya que produce resultados más consistentes.

El inóculo se puede tomar de una planta de tratamiento de lodos activados. Se puede usar cualquier concentración de SSVLM en el rango de 1000 a 3000 mg/l. Cuatro partes de desecho municipal y una del industrial servirán como la solución de sustrato inicial. La proporción puede disminuir en un período de 1 a 2 semanas con la solución de sustrato al final del período consistente del desecho industrial al 100%. Tal vez sea necesario la adición de nutrientes y el ajuste de pH.

El progreso de la aclimatación se mide periódicamente a través de la tasa de consumo de oxígeno, en $(\text{mg/l}) O_2 / (\text{mg/l}) \text{SSVLM/h}$ y/o la tasa de remoción DBO/DQO; cuando permanezca aproximadamente constante, se considera que el lodo está bien aclimatado. Mediciones del pH, SSVLM y SSLM son recomendables cuando el tiempo lo permita.

2.1.3.2 Pruebas para el control del proceso

-- Sólidos y Residuos

La cantidad total de sustancias presentes en el desecho o en el lodo, es denominada "sólidos totales", la cual es la combinación de "sólidos fijos, (SF)" y "sólidos volátiles, --- (SV)". Como se indica en la fig 2.17, los SF o los SV se -- pueden clasificar en "sólidos suspendidos, (SS)" y "sólidos- disueltos, (SD)". Frecuentemente la abreviatura para los sólidos suspendidos totales en el licor mezclado (que incluyen los sólidos suspendidos fijos y los sólidos suspendidos volá tiles) es SSLM. Para los sólidos suspendidos volátiles del licor mezclado se usa SSVLM.

El término "sólidos disueltos" como comúnmente se usa en la caracterización de desechos domésticos no es correcto técnicamente. De esos sólidos no todos están en verdadera solución sino que incluyen algunos sólidos en estado coloidal. - Como se usa, el término disuelto significa todos los sólidos que pasan a través de un filtro de membrana de 0.45µ, o simplemente significa el "residuo no filtrable".

De manera contraria, los sólidos suspendidos deben denominarse correctamente "residuo filtrable" que se divide en dos -- partes: "sólidos sedimentables" y "sólidos suspendidos co--

loidades". Los sólidos sedimentables son la porción de los sólidos suspendidos que tienen el suficiente tamaño y peso - para sedimentar en un período de tiempo dado, usualmente 1 - hora. Los sólidos suspendidos coloidales son vagamente defi nidos como la diferencia entre los SST y los sólidos sedimen tables. Si el tiempo de reposo es mayor de 1 hora, parte de los sólidos suspendidos coloidales sedimentarán, pero la ma- yoría permanecerá en suspensión por varios días o más.

-- Sedimentación de lodos y sólidos sedimentables

La prueba estándar de sedimentación de lodos activados reali- zada con la probeta de 1 litro de capacidad se describe en - los Métodos Estándar (Ref 2.10). Recientemente; Hegg y Bur- geson (Ref 2.18) recomiendan el uso de un "sedimentómetro" - que consiste de una jarra de 12.7 cm de diámetro, 17.78 cm - de alto, y capaz de tomar una muestra de 2 litros.

- Sólidos suspendidos

. Prueba estándar de sólidos suspendidos

Esta prueba se puede realizar de acuerdo a lo esta-- blecido en los Métodos Estándar.

. Concentración de sólidos usando una centrifuga

Esta prueba se corre en muestras del licor mezclado-el lodo de retorno del clarificador, y en el exceso de lodo removido del sistema. El tubo centrifugado está marcado de 0 a 100%; esto da una lectura directa de concentración de sólidos en por ciento de sólidos por volumen. En general, centrifugando a 3000-rpm por espacio de 10 min o más se obtiene un sobrenadante claro, como es requerido.

Relación entre datos de centrifuga y SS

Una relación definida entre los datos de centrifuga y los SS se puede establecer en condiciones estables. Esta relación se determina conduciendo una prueba de SS en centrifuga y en condiciones estándar de la misma muestra. Para reducir el efecto de la variación diaria en los resultados, se toma un promedio semanal de la proporción de la concentración de SS al porcentaje de la concentración de sólidos por volumen. La rapidez y facilidad de esta prueba en centrifuga la hace útil como una prueba de control que puede realizarse varias veces al día.

En condiciones no estables, la relación entre los resultados de la centrifuga y SS varía gradualmente con las características del lodo. Se deben realizar varias pruebas de medición en centrifuga y de SS has

que las condiciones estables sean alcanzadas.

-- Espesor del manto de lodos

En un clarificador existen normalmente dos capas separadas: el sobrenadante y el lecho de lodos, como se muestra en la fig 2.18. La profundidad del sobrenadante se puede observar fácilmente en un mirador de lodos, de vidrio.

En cualquier clarificador, se conoce la profundidad total -- (PT). La altura del bordo libre (BL) se puede medir con una cadena o regla. El tirante de agua clarificada (TAC) se puede obtener sustrayendo BL de PT. Alternadamente el TAC se puede monitorear constantemente por un indicador de nivel (sen sor electrónico).

Finalmente, el espesor del manto de lodos (EML) se puede calcular sustrayendo el tirante del sobrenadante (TS) del TAC, como se muestra en la fig 2.18. Considerando que la concentración del lodo, próximo a la parte superior del manto de lodos, es aproximadamente igual a la concentración del lodo del tanque de aeración, X , y que la del fondo es aproximadamente igual a la concentración del lodo de retorno, X_R , la concentración media del lodo, X_b , se puede calcular con la ecuación

$$X_b = (X + X_R) / 2$$

Obviamente en esta ecuación se considera una distribución lineal del lodo, lo cual no es muy preciso pero proporciona -- aproximaciones satisfactorias.

-- Relaciones DBO/DQO y DBO/COT

La prueba de la Demanda Bioquímica de Oxígeno, DBO , se realiza según lo indicado en los Métodos Estandar.

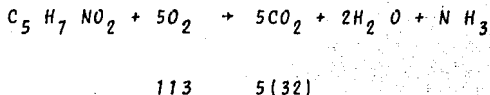
Por lo general los datos de la DBO son la información más -- importante para el control del proceso de tratamiento biológico, la duración de la prueba de la DBO es demasiado larga para que sea un indicador práctico de los ajustes diarios de control. Afortunadamente se puede establecer, en condiciones estables, una relación entre la DBO y la Demanda Química de Oxígeno (DQO). La proporción promedio de DBO/DQO se determina realizando tres pruebas de DBO y tres de DQO en la misma muestra compuesta de desecho. Tal proporción se deberá determinar experimentalmente por lo menos una vez a la semana para la muestra de desecho crudo y para el efluente tratado. Los datos de la DQO influente y efluente se pueden determinar diariamente. Con los datos diarios de la DQO y la correspondiente relación DBO/DQO , se pueden generar los datos diarios de la DBO .

En algunas plantas de tratamiento se cuenta con analizador -

de Carbón Orgánico Total (COT). En ciertas circunstancias - la relación DBO/TOC puede reemplazar a la dada por DBO/DQO - para el cálculo de los datos de la DBO .

- Demanda Bioquímica de Oxígeno Última, $DBOu$, de células microbianas.

La $DBOu$ de una mole de células microbianas $C_5 H_7 NO_2$ se puede calcular con la ecuación



$$\text{kg oxígeno/kg células} = 160/113 = 1.42$$

De esta forma, la $DBOu$ de las células es:

$$DBOu = 1.42 X$$

donde X es la concentración de células.

- Conversión de DBO_5 a $DBOu$

Las ecuaciones que se mencionan a continuación son las que se usan para el cálculo de la DBO_5 y para la conver

sión de DBO_5 a DBO_u

$$DBO_t = DBO_u (1 - e^{-kt})$$

donde t , tiempo, en días
 k , constante de la reacción, base e a 20°C , en d^{-1}

Cuando $t = 5$ días y $k = 0.23 d^{-1}$

$$DBO_5 = 0.68 DBO_u$$

DBO_5 soluble del efluente

Cuando se considera la calidad del efluente de una planta de tratamiento biológico, los residuos estarán compuestos de DBO soluble, sólidos biológicos y residuos no biodegradables. La DBO soluble estará compuesta de:

- cualquier sustrato originalmente presenta no removido en el proceso;
- subproductos orgánicos producidos por los microorganismos y no metabolizados, y
- compuestos orgánicos de la solubilización de sustancias celulares a través de la respiración endógena.

Los sólidos biológicos en el efluente de la planta también producirán DBO debido a la respiración endógena en la botella de DBO y en el agua receptora. Las sustancias-

no biológicas aparecerán como DQO o COT pero no como DBO . De esta forma, la DBO_5 total del efluente será la suma de la DBO_5 soluble y la DBO_5 de los sólidos biológicos del efluente.

- Requerimientos de Oxígeno

El aire se suministra al tanque de aeración para satisfacer la DBO en el proceso de oxidación orgánica. A la vez, el aire difundido se requiere para el mezclado turbulento y mantener el lodo en suspensión y en contacto íntimo con el sustrato. Esto es particularmente verdadero para la difusión de aire ya que la aeración mecánica provee buen mezclado sin menoscabo en la difusión en el desecho. También se piensa que el mezclado turbulento por difusión de aire facilita la transferencia de masa de oxígeno en el flóculo biológico y transfieren el CO_2 y otros productos de desecho fuera del flóculo.

En el proceso de lodos activados, el requerimiento de oxígeno consiste de la cantidad de oxígeno necesario para síntesis y respiración. En consecuencia se requiere conocer la DBO_u del desecho la cual se puede convertir de la DBO_5 usando un factor de conversión apropiado. La demanda de oxígeno por respiración es 1.42 g de O_2 por g de SSV. Puesto que parte de los SSV producidos es desechada en la operación del

proceso para el control del tiempo de retención de lodos, la demanda de oxígeno para respiración se reduce una cantidad - proporcional a la del lodo desechado. El requerimiento teórico de oxígeno para un proceso de lodos activados es

$$\text{Requerimiento teórico de } O_2 = (\text{DBO}_u \text{ del desecho utilizado por día}) - 1.42 (\text{SSV desechados por día}).$$

en donde todos los términos están en masa/día.

En la práctica, el aire se suministra al líquido del tanque de aeración para mantener una concentración mínima de oxígeno disuelta de 1 a 2 mg/l. El objetivo es mantener un gradiente de oxígeno disuelto a través de la interfase líquido-flóculo para asegurar una transferencia de oxígeno en los flóculos biológicos. La tensión crítica de O_2 para el flóculo biológico es de aproximadamente de 0.1 mg/l de OD .

La ecuación anterior toma la siguiente forma para un sistema de lodos activados en el cálculo del requerimiento teórico de O_2 (RTO_2).

$$RTO_2 = \frac{Q(S_0 - S)}{(1 - e^{-k\tau})} - 1.42 (VX/\theta_c) =$$

$$= \frac{Q (S_0 - S)}{(1 - e^{-kt})} - 1.42 (Q_w V_w)$$

en la cual las unidades de X y X_w deben ser masa de SSV por volumen, $k = 0.23 \text{ d}^{-1}$ $t = 5 \text{ días}$.

-- Tasa de consumo de Oxígeno (Ref 2.19)

Esta prueba se realiza usando un medidor de OD, provisto con una celdilla polarográfica. El procedimiento es como sigue

- a) llene una botella (similar a la usada para la determinación de OD) con licor mezclado.
- b) registre el nivel de OD con el sensor del aparato
- c) mientras se mide el nivel de OD se debe mezclar el contenido con un agitador
- d) grafique los valores registrados de OD en el transcurso del tiempo
- e) la pendiente de esta recta es el consumo de oxígeno en mg/l de O_2 por la unidad de tiempo

-- Índice Volumétrico de Lodos e Índice de Densidad de Lodos.

El índice volumétrico de lodos (IVL) se define como el volumen en mililitros ocupado por 1 gramo de sólidos del licor -

mezclado de lodos activados, en peso seco, después de sedimentar por 30 min en un cilindro graduado de 1000 ml. En la práctica este índice se determina por la ecuación

$$IVL = Pv/Pw$$

donde Pv es el porcentaje de volumen ocupado por el lodo en una muestra de licor mezclado (tomada a la salida del tanque de aeración) después de 30 min de sedimentación y Pw es la concentración de sólidos suspendidos del licor mezclado expresado como un porcentaje (Nota: 1% = 10 000 mg/l).

Otra forma de obtener el valor de este índice es

$$IVL = 1000 (\text{ml de lodo sedimentado})/SS$$

en la cual SS es la concentración de sólidos suspendidos, en mg/l, de la mezcla antes de sedimentar.

El IVL se puede usar como una indicación de las características del lodo. Cualquier incremento del IVL sin incremento de la concentración de los $SSVLM$ indica que las características de sedimentación de los lodos está cambiando y se corre el riesgo de abultamiento de lodos.

El valor del IVL se aplica para determinar los requerimien--

tos de retorno de lodos. Si el IVL es conocido, entonces el porcentaje requerido de retorno de lodos, en términos de la tasa de recirculación Q_r/Q , para mantener una concentración de $SSVLM$ en el tanque de aeración se calcula mediante la --- ecuación

$$100 \frac{Q_r}{Q} = \frac{100}{\left[\frac{100}{P_w} (IVL) \right] - 1}$$

Por ejemplo, con un $IVL = 100$, $SSVLM = 3\ 000\ mg/l$ (0.3%), se requiere una tasa de recirculación $Q_r/Q = 0.43$.

El índice de densidad de lodos (IDL) es simplemente el recíproco de IVL multiplicado por 100, la aplicación de este índice es similar a la del IVL .

2.1.4 Actividades de laboratorio

2.1.4.1 Caracterización de las aguas residuales

El primer paso que se debe dar para determinar los parámetros básicos de diseño de sistemas de tratamiento, es caracterizar el desecho. Se deben obtener datos estadísticamente válidos para los principales parámetros orgánicos e inorgánicos. Básicamente, es necesario incluir en el programa de caracterización: a) información pertinente para el diseño -- del proceso de tratamiento; b) identificación de las co---

corrientes de desechos con reúso o recuperación potencial de productos; c) una evaluación de la calidad del efluente tratado; y d) separación o eliminación de las corrientes que contengan sustancias potencialmente tóxicas o refractarias al tratamiento.

La composición orgánica del desecho normalmente se expresa en términos de demanda de oxígeno usando la demanda bioquímica de oxígeno (DBO), demanda química de oxígeno (DQO) y la demanda total de oxígeno (DTO), o en términos del carbón orgánico soluble, como carbón orgánico total (COT). Algunos otros análisis orgánicos se pueden requerir como por ejemplo grupos carboxilos, alcoholes, fenoles, grasas, etc.

Los constituyentes inorgánicos del desecho serían estimaciones relativas del potencial de toxicidad o en términos de efectos dañinos que esos contaminantes podrían tener en el proceso de tratamiento biológico. Adicionalmente, la lista de parámetros inorgánicos de la caracterización incluirá la determinación del nitrógeno disponible o fósforo necesario para satisfacer la demanda de nutrientes, de las sustancias potencialmente inhibitorias o interferentes tales como cloruros, sulfatos, etc y de materiales potencialmente tóxicos como metales pesados, amoníaco, etc. (Ref 3.12).

2.1.4.2 Planeación de las pruebas de tratabilidad

En todo trabajo experimental es recomendable planear las actividades a realizar con el fin de obtener la máxima confiabilidad posible en los resultados obtenidos. A continuación se mencionan estas actividades y en los incisos que siguen se desarrollan con cierta profundidad.

- i) seleccionar el o los tipos de procesos que se consideren adecuados para tratar los desechos en cuestión.
- ii) seleccionar el modelo matemático para la obtención de los parámetros básicos de diseño, considerando las hipótesis en que se basa, sus limitaciones y el campo de aplicación de los resultados que predice.
- iii) diseñar el experimento, considerando las condiciones generales de operación, muestreo y análisis físico, químico y biológico.
- iv) procesamiento de la información experimental.

2.1.4.2.1 Modelos matemáticos

En la actualidad existen diversos modelos matemáticos para describir el proceso biológico de lodos activados, entre algu

nos autores se pueden citar: Eckenfelder y Mc Cabe (Ref. -- 2.20), McKinney (Ref. 2.21), Garret y Sawyer (Ref. 2.2), --- Eckenfelder y O'Connor (Ref. 2.22), Lee, Jackman y Schroeder (Ref. 2.23), Lawrence y Mc Carty (Ref. 2.24), Monod (Ref. -- 2.25) y Benefield y Randall (Ref. 2.26). En las tablas 2.3, 2.4 y 2.5 se dan los balances de material para la biomasa y el sustrato y las fórmulas de diseño, en condiciones de equi-librio estable, para S_e , X_a y X_w de seis de los modelos mencionados. A continuación se describen los balances de material mediante los cuales se obtienen las ecuaciones cinéti-cas, con ilustración en el modelo de Eckenfelder.

Considerando el tanque de aeración como un reactor completa-mente mezclado, un balance de material, en condiciones esta-bles, conduce a la expresión

$$Q S_0 - Q S_e = \frac{dS}{dt} V_a \quad 2.1$$

donde

Q gasto de desecho que entra al tanque, en volumen/tiem-
po

S_0, S_e materia orgánica, en términos de DQO o DBO , del in-
fluente y efluente, respectivamente, en masa/volumen -
ta tiempo de aeración

V_a volumen del tanque de aeración

Considerando que $dS/dt = K X_a S_e$ es una función del sustrato remanente de acuerdo a una reacción cinética de primer orden, se tiene la relación

$$\frac{S_0 - S_e}{X_a t a} = K S_e \quad 2.2$$

donde

K tasa de remoción, en tiempo⁻¹

X_a SSVLM en masa/volumen

La ecuación que relaciona los requerimientos de oxígeno para la remoción biológica y la respiración endógena es

$$R_h Va = a' S_h Q - b' X_a Va \quad 2.3$$

en la cual

R_h tasa de utilización de oxígeno por día

a' fracción de sustrato, DQO ó DBO, usada para oxidación en tiempo⁻¹

b' fracción por día de SSV oxidados (base oxígeno)

$$S_h = S_0 - S_e$$

La acumulación de lodo en el sistema por la oxidación del de secho se puede estimar a partir de las siguientes componen--tes.

- a) incremento en lodo atribuible a los SS del influente
 $Q S_0$
- b) incremento en lodo debido a la síntesis celular, $a - S_h Q$
- c) decremento en lodo debido a la oxidación celular, o a la respiración endógena, $b X_a V_a$
- d) decremento en lodo debido a pérdidas de SS en el efluente, $Q X_e$

esta expresión es

$$\Delta X = Q X_0 + a S_h Q - b X_a V_a - Q X_e \quad 2.4$$

donde

- ΔX producción del lodo por día
- a fracción de sustrato, DBO ó DQO, convertido a nuevas-celulas
- b fracción por día de SSV oxidados (base lodo)
- X_0 SS del influente, en masa/volumen
- X_e SS del efluente, en masa/volumen

2.1.4.2.2 Diseño experimental

Para determinar las constantes cinéticas involucradas en los modelos matemáticos propuestos por los autores mencionados,-

es conveniente operar simultáneamente varios reactores biológicos a diferentes tiempos de retención hidráulico, cuya selección depende de las características del desecho y del tipo de proceso involucrado.

En la tabla 2.1 (Ref 2.27), se tienen las características y los parámetros de diseño recomendados en la literatura técnica, de esta se puede observar que para el proceso de lodos - activados en régimen hidráulico completamente mezclado, la - relación de F/M (ó factor de carga) varía de 0.2 a 0.6, aunque algunos otros autores la sitúan entre 0.1 y 1.0.

Con la información anterior y fijando los valores de $SSVLM$, - determinada la concentración de materia orgánica, en términos de la DBO_5 , del influente, se fija el tiempo de retención hidráulico y los excedentes al nivel de $SSVLM$ determinará la purga de lodos del reactor y el tiempo de retención celular.

En el transcurso de la experimentación se harán necesarios - ciertos ajustes en los niveles de $SSVLM$, pues de no alcanzar el valor deseado en pocos días se deberá purgar el reactor - antes de que se presente la flotación de lodos, debido tal - vez a que el influente no tiene la concentración de materia - orgánica adecuada. Esto se corregirá aumentando el gasto -- del influente o disminuyendo el nivel de $SSVLM$ en el reac-- tor.

Después de varios días, entre 15 y 30, si se inició la experimentación con inóculo debidamente aclimatado, se deberán alcanzar las condiciones de equilibrio, con las cuales se obtendrán datos adecuados para la determinación de los parámetros de diseño.

2.1.4.2.3 Dispositivo experimental

El dispositivo utilizado (Ref 2.12) se ilustra en la fig --- 2.19 así como también el diagrama de flujo del sistema. Como la teoría presupone un régimen hidráulico del reactor completamente mezclado, se llevaron al cabo pruebas con trazados para determinar las condiciones de mezclado. En el inciso 2.1.5 se describen estas pruebas y en el Capítulo 4 se aplican los resultados obtenidos.

La unidad consiste de un tanque de acrílico de aproximadamente 15 l de capacidad, el cual está dividido por una mampara interior para simular los tanques de aeración y de sedimentación secundaria, con capacidades de 11.2 y 3.8 l, respectivamente. Un segundo tipo es de 10 l de capacidad, con los volúmenes de aeración y sedimentación de 7.2 y 2.8 l. El desecho se dosifica, mediante una bomba de diafragma, de un tanque de 200 l de capacidad, el cual forma parte de un sistema de refrigeración que mantiene al desecho a una temperatura promedio de 9°C para evitar su degradación, además se tiene-

adaptada una motobomba que recircula el desecho dentro del mismo tanque para homogenizarlo.

El efluente tratado es colectado en un recipiente con la capacidad necesaria para tener una muestra representativa de varias horas de operación, el excedente es vertido al drenaje del laboratorio.

2.1.4.2.4 Operación del dispositivo experimental (Ref 2.28)

La experimentación de laboratorio utilizando sistemas de reactores de flujo continuo pueden ser de gran utilidad, como ya se mencionó, para determinar las características de operación del sistema de lodos activados. Sin embargo, los resultados de las pruebas pueden conducir a conclusiones erróneas si no se realizan adecuadamente.

Puesto que las pruebas de laboratorio están limitadas por el reducido tamaño de la escala, los resultados obtenidos están sujetos a alguna de las dificultades inherentes. Las fallas del equipo, como taponamiento de las líneas de alimentación y desalojo, se encuentran entre las principales. Esto se puede resolver mediante mantenimiento preventivo y por la remoción del material grueso de la línea de alimentación. Es difícil mantener el balance adecuado entre la intensidad del mezclado y el nivel de oxígeno disuelto cuando

se operan sistemas pequeños. Es común operar un sistema a altas tasas de aeración, de potencia y de concentraciones de oxígeno disuelto, debido a que el fino control, requerido para mantener niveles representativos, usualmente no se diseña en estos sistemas. Los balances de masa son especialmente difíciles de calcular adecuadamente. Cada muestra tomada debe analizarse y cuantificarse para los componentes del sistema que lo forman. Un buen ejemplo es la medición de la producción de lodo. En la determinación de las tasas de producción de lodo, se deben cuantificar los sólidos removidos para el análisis de sólidos suspendidos así como los del efluente y los purgados.

A continuación se resumen las principales fuentes de error en la operación de los reactores biológicos a nivel de laboratorio y la forma de minimizarlos.

i) Errores de escala

Dificultades de operación relacionadas al taponamiento de las líneas de conducción. Se corrige por el cribado del influente para remover el material grueso, además se debe realizar una limpieza y mantenimiento rutinarios de los componentes del sistema.

ii) Error de cuantificación de los volúmenes de muestra

Se corrige incluyendo, en los balances globales de masa, las cantidades de los constituyentes removidos del sistema durante los muestreos.

iii) Errores en los niveles de potencia para la transferencia de masa.

La operación de los sistemas piloto en configuraciones de sobrepotencia produce niveles de oxígeno disuelto que pueden dar estimaciones erróneas de 1) producción de lodo; 2) características de la sedimentación de lodos; y 3) respuestas a las cargas orgánicas instantáneas.

Esas fuentes de error se pueden minimizar atendiendo cuidadosamente las densidades de potencia para la transferencia de masa y los niveles de oxígeno disuelto para asegurar que serán representativos de los niveles de diseño del prototipo.

iv) Errores de procedimiento

Cambios de inventario de la planta. Cuando se calcula la producción de lodo, requerimientos de oxígeno, y requerimientos de nutrientes, se deberán incluir todos los balances de masa del sistema, incluyendo el contenido de lodo del clarificador, es decir, se debe considerar el inventa---

rio total del sistema.

Mediciones de los requerimientos de oxígeno. Las ventajas del método polarográfico son bien conocidas. Es recomendable que de ser posible la demanda de oxígeno en el sistema sea calculado de un balance de DQO . Si se usan reactores cubiertos, se puede obtener un balance de oxígeno complementario al de la DQO .

Reaeración del lodo. La reaeración del lodo activado antes de las pruebas para determinar la velocidad de sedimentación dará lecturas erróneas (por lo general mayores que las reales). Se recomienda que las determinaciones de las tasas de sedimentación se realicen con lodos frescos, inmediatamente después de extraerlos de la planta piloto.

2.1.4.2.5 Muestreo del dispositivo experimental

El muestreo del dispositivo experimental se debe realizar según las necesidades de información que sea de utilidad para la determinación de las constantes y para asegurar que el desecho ha sido estabilizado.

El número de muestras que se colecten al día dependerá de las posibilidades y recursos del laboratorio, un muestreo continuo es deseable pero es antieconómico, a menos que se

cuenta con el equipo automatizado necesario. Una muestra - cada tercer día para los parámetros que controlan el proceso parece adecuado y dará resultados aceptables. El muestreo de parámetros especiales como iones y cationes y el de sustancias tóxicas, cuando se tenga sospecha de su presencia, una vez a la semana resulta adecuado. Los puntos de muestreo y la periodicidad de los parámetros a analizar se dan en la tabla 2.2.

2.1.4.2.6 Procesamiento de la información (Ref 2.29)

Los resultados analíticos de los muestreos realizados en el dispositivo experimental se pueden procesar mediante análisis estadísticos. Los valores más representativos serán -- los que se utilicen para la determinación de las constantes cinéticas.

2.2 Consideraciones Hidráulicas (Ref 2.30)

En los años futuros las unidades de tratamiento tendrán que operarse con un alto grado de eficiencia en relación con -- los objetivos de diseño. Para alcanzar estas eficiencias, -- se deberá evaluar el futuro comportamiento de tales unidades de tratamiento antes de su construcción e inicio de operación. Una manera simple de investigar el comportamiento operacional de varios tipos de unidades, involucra el estudio con trazadores en modelos hidráulicos.

2.2.1 Teoría del proceso

Varios métodos se han empleado para analizar las características de los modelos de las unidades de tratamiento, en un esfuerzo para obtener parámetros que pudieran ser usados para indicar el tipo de régimen hidráulico en el reactor (Ref. 2.31, 2.32, 2.33).

Se pueden obtener parámetros de diseño de las curvas de respuesta, a la salida del tanque, de una prueba con trazadores. En este tipo de estudios, un trazador (colorante, electrolito, radioisótopo, cloruro de sodio, o cualquier otro material) se inyecta, en el influente al tanque y la concentración del trazador en la salida es monitoreado durante un lapso de tiempo. La curva de la concentración del trazador a la salida, contra el tiempo, se ha referido por varios términos tales como curva de dispersión, curva de distribución -- del tiempo de retención, distribución de edad, etc.

La forma o manera en la cual se introduce el trazador en la unidad de flujo continuo es muy importante puesto que el tipo de perturbación de entrada determinará el tipo de función de respuesta de salida. Se puede inducir una perturbación a la entrada del tanque, por ejemplo, elevando la concentración del trazador de un nivel inicial a un valor mayor constante y entonces regresando el nivel de concentración a su -

valor inicial después de un cierto período de tiempo. Si la perturbación es introducida por un período de tiempo mucho más corto que el tiempo de retención teórico, se conoce como pulso, de lo contrario se denomina paso.

En un fluido con régimen completamente mezclado las partículas están exponencialmente distribuidas a través del tanque hasta que las propiedades exhibidas por el efluente son idénticas a aquellas en la unidad. De otra manera, en un régimen hidráulico de flujo pistón todas las partículas que entran al tanque tienen valores iguales de velocidad, viajan en trayectorias de flujo paralelas, y permanecen en la unidad por un período idéntico, conocido como el tiempo de retención teórico. El tiempo de retención teórico tiene un valor igual al volumen de la unidad dividido por el gasto promedio que pasa por la unidad.

Los regímenes hidráulicos ideales tales como el flujo pistón y perfectamente mezclados se presentan raramente en las unidades de tratamiento existentes. Las características básicas de los regímenes hidráulicos pistón y completamente mezclados están usualmente distorsionados por diferentes combinaciones de varios tipos de comportamiento de los fluidos en un régimen hidráulico básicamente turbulento. El flujo turbulento contiene partículas que poseen vectores de velocidad variantes que se mueven a tiempos diferentes de paso a tra--

vés del sistema. El fenómeno en el cual las partículas de fluido viajan en línea recta desde la entrada hasta la salida y abandonan un reactor de flujo continuo en un tiempo mucho más corto que el tiempo de retención teórico se conoce como corto-circuito. Si un volumen de fluido reside en un reactor por un período mayor que el teórico, se dice que el tanque contiene zonas muertas.

2.2.2 Procedimiento experimental

El objetivo básico de esta fase del estudio fue determinar el efecto en el régimen hidráulico del reactor de la variación en el gasto de aire inyectado al sistema a través de los difusores, manteniendo el gasto influente de agua destilada constante.

Las unidades de prueba fueron los reactores utilizados en las pruebas de biodegradabilidad, con volúmenes de 7.2 l y 11.4 l respectivamente.

Para simular las condiciones de operación, no se tomó en cuenta el volumen del tanque de sedimentación, el cual fue excluido haciendo que el efluente del tanque de aeración pasará directamente a la celdilla de medición de conductividad. El arreglo del dispositivo se muestra en la fig 2.20.

El trazador usado fué cloruro de sodio y su concentración se obtuvo en términos de conductividad, en $\mu\text{mhos/cm}$.

La inyección del trazador fué instantánea y las lecturas en la salida se llevaron al cabo a intervalos regulares de tiempo, por espacio de 2 a 3 veces el tiempo teórico de retención.

2.2.3 Análisis de la información

El desarrollo teórico de las ecuaciones usadas es el propuesto por Levenspiel (Ref 2.33) y Himmelblau y Bischoff (Ref 2.34).

Si se aplica una perturbación pulsatoria de trazador a la corriente de entrada (influyente) de un sistema cerrado y la concentración del trazador en el efluente es medida con respecto al tiempo, se puede obtener una curva que relaciona esos dos parámetros. La curva es denominada "curva C" y se define como sigue

t tiempo desde el momento de inyección del trazador

C concentración en el tiempo t

C_0 concentración inicial de trazador si es eventualmente distribuido a través del tanque

T tiempo de residencia medio del líquido en el tanque

$$\theta = t/T$$

$$f(\theta) = C/C_0$$

De la curva que resulta de graficar θ contra $f(\theta)$, es posible calcular la media μ , y la varianza, σ^2 . La definición para un número discreto de puntos es como sigue

$$\mu = \frac{\sum_{i=1}^n \theta_i f(\theta_i)}{\sum_{i=1}^n f(\theta_i)}$$

$$\sigma^2 = \frac{\sum_{i=1}^n \theta_i^2 f(\theta_i)}{\sum_{i=1}^n f(\theta_i)} - \mu^2$$

Si se usa un modelo de tanques en serie para describir las condiciones de mezclado, los valores de n (donde n se refiere teóricamente al número de tanques completamente mezclados en serie en el sistema) se puede calcular a partir del valor de σ^2 , como sigue:

$$\sigma^2 = \frac{\sigma_t^2}{\mu} = \frac{1}{n}$$

Un valor de 1 indica régimen hidráulico completamente mezclado y un valor de n con tendencia a ∞ representa un flujo pis

tón ideal.

Sin embargo Timpany, (Ref 2.35) establece que para determinar con precisión el valor de σ^2 , la prueba se debe prolongar -- por un espacio de tiempo de por lo menos 10 veces el tiempo de retención. Esto es impráctico debido al tiempo involucrado en las pruebas del prototipo.

Por lo anterior se sugiere realizar los siguientes pasos para calcular el tiempo de residencia teórico en el tanque, y el porciento de trazador, en peso, recuperado.

1. Calcule el tiempo de retención medio

$$\bar{T} = \frac{\sum_{i=1}^n t_i C_i \Delta t_i}{\sum_{i=1}^n C_i \Delta t_i}$$

2. Con el valor de \bar{T} , calcule θ_i

$$\theta_i = \frac{t_i}{\bar{T}}$$

3. Con el valor de \bar{T} , calcule el volumen efectivo de tanque ψ

$$\psi = Q \times \bar{T}$$

4. Calcule la concentración inicial de trazador, C_0

$$C_0 = W \text{ de trazador agregado} / V$$

5. Calcule $f(\theta_i) = C_i/C_0$ para intervalos iguales de θ_i

6. Calcule $n = \frac{1}{1 - \theta_{máx}}$

7. Calcule el porciento de trazador recuperado

$$W \text{ de trazador recuperado} = \sum_{i=1}^n C_i \cdot \Delta t_i \cdot Q$$

$$\% \text{ recuperado} = \frac{W_{\text{recuperado}}}{W_{\text{agregado}}} \times 100$$

Levenspiel (Ref 2.33) define el valor D/UL por la ecuación

$$\frac{dC}{dt} = D \frac{d^2C}{dX^2}$$

donde

D coeficiente de dispersión longitudinal

C concentración del trazador en el punto X y al tiempo-
 t

L longitud del tanque

U velocidad media a lo largo del tanque

Para condiciones de mezclado completo D/UL se aproxima a infinito y para flujo pistón D/UL se aproxima a cero.

Levenspiel relaciona los parámetros n y D/UL por la ecuación

$$\sigma_{\theta} = \frac{1}{n} = \frac{\sigma_t^2}{\mu} = 2 \frac{D}{UL} - 2 \left(\frac{D}{UL} \right)^2 (1 - e^{-UL/D})$$

El segundo razonamiento en la evaluación de los datos con trazadores es observar la pendiente de la curva del trazador efluente. Smith (Ref 2.35) da la siguiente relación para un tanque ideal completamente mezclado.

$$\frac{dC}{dt} = \frac{Q}{V} C$$

donde

C concentración en el efluente

t tiempo

V volumen efectivo del tanque

Q gasto del influente

Integrando esta ecuación da el siguiente resultado

$$C/C_0 = e^{-t/T} = e^{-kt}$$

donde $k = 1/T$ para sistemas completamente mezclados.

Puesto que todas las pruebas están presentadas en curvas relacionando C/C_0 contra t/T , se usó la siguiente manipulación matemática para calcular k directamente de la curva:

$$k = \frac{\Delta L_n (C/C_0)}{(\Delta t/T) T}$$

con el valor de k así calculado, se retomaron los resultados de la prueba para predecir los valores de C , de tal manera - de recalcular el peso de trazador recuperado de modo de tener un valor de por lo menos un 90%. Así pues, este proceso es iterativo, lo que conduce a una mejor aproximación de μ y σ_t^2 .

3. MODELO DE MEZCLADO PARA LODOS ACTIVADOS

El objetivo general de esta parte del trabajo es desarrollar un modelo de mezclado para describir situaciones intermedias entre flujo pistón y completamente mezclado y que incluya -- efectos como corto-circuito y zonas muertas. Se incluye la selección de una técnica que podría usarse para analizar los patrones de mezclado, aplicando los resultados de las pruebas con trazadores y combinarlos con las ecuaciones que describen el proceso biológico de lodos activados.

3.1 Modelo Hidráulico (Ref 3.1).

Este modelo hidráulico se obtiene a partir de las pruebas -- con trazadores mencionadas en el inciso 2.2. El modelo se -- basa en el análisis de la curva $\ln(C/C_0)$ contra t/T (curva C).

En la fig 3.1 se presentan los tipos de curvas que se tienen de las pruebas con trazadores para reactores de flujo pistón y completamente mezclado.

Una simple variación del mezclado completo involucra la existencia de zonas muertas en el tanque y el corto-circuito de una porción del influente que va directamente a la salida. Un diagrama de flujo para esta situación se presenta como parte de la fig 3.2. Se usan dos factores de desglose: a , es la fracción del volumen total del tanque que está completamente mezclado y b , es la fracción del influente que entra a la zona completamente mezclada. La ecuación de respuesta integrada describiendo esta situación se muestra en la misma figura 3.1 junto con la curva exponencial correspondiente. Los factores de desglose se determinan de la pendiente e intersección de esta curva.

Series de combinaciones de flujo completamente mezclado y pistón ofrecen otro simple caso de condiciones de mezclado intermedio. Un diagrama de flujo de esta situación se muestra en la fig 3.2. El factor a , es la fracción del volumen total que está completamente mezclado; $(1 - a)$ es la fracción de flujo pistón. Los mismos resultados se obtienen de una prueba con trazadores si el flujo pistón precede a la zona de completo mezclado en lugar de seguirle; los dos casos se pueden distinguir por observación de la situación física-

o por el uso de una reacción de segundo orden (en lugar del trazador), midiendo la concentración de salida del reactivo-limitante. El factor a , se puede determinar de la pendiente o de la intersección de la curva exponencial.

Se pueden presentar los regimenes completamente mezclado y - pistón en paralelo, e incluir el corto-circuito. Para esta situación, se tiene un modelo más complejo; el diagrama de - flujo se muestra en la misma figura 3.2. El factor a tam--- bién es la fracción de volumen completamente mezclado, b es la fracción del influente a la zona de mezclado completo, y d_0 es la fracción del influente canalizado a la zona de flujo pistón. De esta forma, $(1 - b - d_0)$ es la fracción del in--- fluente que esta en corto-circuito directamente a la salida. Para este régimen hidráulico, se generan dos ecuaciones de - respuesta: una aplicada para el tiempo menor que el necesarío para el efecto de cambio en la concentración del traza-- dor de entrada que será transmitida a través de la zona de - flujo pistón; la otra para tiempos mayores. Todos los facto_{res} de desglose se pueden obtener de las curvas de respuesta más convenientemente de la caída instantánea en $\ln(C/C_0)$ y de la curva inferior, la cual es exponencial.

Las combinaciones anteriores incluyen un amplio rango de con figuraciones de mezclado; sin embargo, no se incluyen todas- las posibilidades. Para una unidad de lodos activados, los- factores a , b y d_0 serán funciones de las condiciones de ope-

ración incluyendo gasto del influente, aeración y agitación.

3.2 *Aplicación del Modelo a Cultivos Microbianos de Flujo Continuo*

La aplicación del modelo anterior para determinar el efecto del régimen hidráulico en el proceso biológico de tratamiento de desechos requiere del conocimiento de la cinética de crecimiento y metabolismo microbiano.

De las investigaciones reportadas en la literatura, existen principalmente dos métodos de representar la cinética de las reacciones bioquímicas ocurriendo en el proceso de tratamiento de desechos, como el de lodos activados, y lagunas de oxidación. Un método describe el ciclo completo de crecimiento con una sola ecuación. Este planteamiento de una sola fase ha sido aplicado a lodos activados por Gram, Wilson, y Tench. El segundo método, sostenido por Garrett y Sawyer (Ref 2.2), Eckenfelder y Mc Cabe (Ref 2.20), Mc Kinney (Ref 3.21) y --- Eckenfelder y O'Connor (Ref 2.22) como la base para un procedimiento de diseño conveniente, postula dos fases de crecimiento, una en la cual la concentración de nutriente es regularmente mayor que un valor mínimo, y la otra en la cual la concentración de nutriente es el factor limitante.

La aplicación del modelo hidráulico se hará solamente para el segundo método. El objetivo es conocer el efecto de va--

rias configuraciones de mezclado en el comportamiento del -- proceso de lodos activados.

3.3 Planteamiento de las Ecuaciones

No se puede usar convenientemente una sola ecuación para describir el crecimiento biológico y la remoción de materia orgánica (DBO), de acuerdo con la hipótesis de las dos fases. En la fase I se tiene un exceso de DBO y el crecimiento de la masa activa de organismos es directamente proporcional a la masa activa presente.

$$\frac{dX_o}{dt} = K_o X_a \quad 3.1$$

donde

dX_o/dt variación del crecimiento celular respecto al tiempo

K_o tasa constante de crecimiento máximo, en h^{-1}

X_a concentración de organismos activos, en mg/l

La utilización de DBO se puede relacionar al crecimiento de masa activa por la relación

$$\frac{dX_a}{dt} = -y \frac{dS_e}{dt} \quad 3.2$$

donde

μ tasa de crecimiento, mg/l organismos, mg/l sustrato
 dS_e/dt variación de la concentración de sustrato soluble res-
 pecto al tiempo

En la fase II la concentración de DBO viene a ser el factor-
 limitante que controla el crecimiento

$$\frac{dX_o}{dt} = \mu k' X_a S_e \quad 3.3$$

donde

k' tasa constante de crecimiento neto en condiciones de-
 nutriente-limitante, en l/mg-h

Para obtener una expresión para el cambio neto en la masa ac-
 tiva de organismos, se debe tomar en cuenta el crecimiento y
 la respiración endógena. La ecuación 3.3 se puede combinar-
 con el término que describe la reducción endógena de masa ac-
 tiva,

$$\frac{dX_o}{dt} = K_g S_e - K_d X_a \quad 3.4$$

en la cual

$$K_g = \mu k$$

donde

K_g tasa constante de crecimiento en condiciones de nutriente limitante, en h^{-1}

K_d tasa constante de respiración endógena, en h^{-1}

k tasa constante de utilización de nutriente, en h^{-1}

Los procesos convencional y completamente mezclado de lodos-activados operan en la fase II debido al mantenimiento de -- concentraciones relativamente altas de organismos activos en la unidad de aeración. Para el proceso de lodos activados - completamente mezclado, se puede escribir la siguiente ecuación

$$\frac{dS_e}{dt} = \frac{Q}{V} S_o + \alpha \frac{Q}{V} S_e - (1 + \alpha) \frac{Q}{V} S_e - K S_e \quad 3.5$$

entra recircula sale utilización

$$\frac{dX_a}{dt} = \alpha c \frac{Q}{V} X_e - (1 + \alpha) \frac{Q}{V} X_{ss} + K_g S_e - K_d X_a \quad 3.6$$

recircula sale crecimiento neto

donde

S_o, S_e concentración de nutriente soluble influente y efluente, en mg/l

α tasa de recirculación

c factor de concentración de organismos en la recircula-

ción y en los lodos de purga
 X_e concentración de organismos en el efluente del tanque
 de aeración. en mg/l

En condiciones de estado - estacionario, esas ecuaciones se pueden igualar a cero y obtener una solución para S_e , X_e y $X_{\Delta\Delta}$.

Este planteamiento de la cinética para lodos activados se puede combinar con los factores de desglose adecuados para estimar el efecto de varias configuraciones de mezclado en el funcionamiento. La Tabla 3.1 presenta las ecuaciones para ocho combinaciones de mezclado, las cuales permiten el cálculo de las concentraciones de organismos y sustrato en el efluente a partir de las condiciones de operación empleadas, las constantes de las tasas cinéticas y de los factores de desglose de volumen aplicables. Los casos considerados son completamente mezclado, parcial completamente mezclado y corto circuito, completamente mezclado seguido por flujo pistón, completamente mezclado con recirculación, flujo pistón con recirculación, parcial completamente mezclado y corto circuito con recirculación, completamente mezclado precedido o seguido por flujo pistón con recirculación, y completamente mezclado, flujo pistón en paralelo y corto-circuito con recirculación.

4. ESTUDIO DE TRATABILIDAD DE LAS AGUAS RESIDUALES GENERADAS EN CIUDAD UNIVERSITARIA

La Ciudad Universitaria se encuentra localizada en la Delegación Política de Coyoacán, en el D.F. Alberga una población de aproximadamente 150 000 personas entre profesores, estudiantes y empleados. El agua potable es abastecida de 3 pozos localizados en los terrenos de la Universidad. La carencia del recurso para satisfacer la demanda sugiere reusar, - previo tratamiento, las aguas residuales que allí se generan para el riego de las áreas verdes y liberar esta agua para - los fines donde la calidad de agua potable lo requieran. -- Con esto se cumplen dos propósitos: tratar para control de la contaminación y dado que la calidad la hace adecuada para riego, reusarla.

4.1 Justificación del Proyecto

Un proyecto en el que se tenga por objetivo reusar las aguas tratadas, mediante cualquier proceso, es necesario que prevea la posibilidad de realizar un análisis de costo-efectividad, en lugar de tradicional beneficio-costos.

Los elementos para organizar el problema del reúso del agua son: tecnología disponible, redefinición de los criterios de calidad del agua, relaciones ecológicas para evaluar los esquemas existentes para el manejo de la calidad del agua y los propuestos, y las metas ambientales de la sociedad.

Las soluciones que así se deriven dependerán a) de cómo se define el problema, b) de cuánta información existe para resolver al problema y c) de cuánto dinero se invierte en tratar de resolver el problema (Ref 4.1).

Es innegable que el costo del agua tratada, a nivel secundario, incluyendo las obras de captación, conducción, tratamiento, almacenamiento y distribución es menor que el del agua potable, en el D.F., y a futuro lo será más por la dificultad tanto técnica como económica de su importación al Valle y por la política de no sobreexplotar aún más el acuífero.

La falta de información relacionada con la implantación de -

las inovaciones tecnológicas recientes en el campo de tratamiento, la evaluación de daños a la salud y al medio ambiente por el reúso, la implantación de criterios de calidad de acuerdo con la tecnología de control y monitoreo analítico de las aguas tratadas y una legislación que sancione el uso de las aguas, amerita la construcción de la planta que se propone para la Ciudad Universitaria ya que permitirá la realización de la investigación necesaria en los campos mencionados, complementará los cursos teóricos impartidos en ese Centro y coadyuvará al control de la contaminación.

La demanda de agua para riego se ha calculado considerando que la mayor parte de los 445 000 m² de zonas verdes irrigadas dentro de la Ciudad Universitaria requieren de una lámina de 8 mm de agua por día, lo que equivale a (Ref 4.2)

$$q = (445\ 000\ m^2) (0.008\ m/d) = 3560\ m^3/d = 41\ l/s$$

En este proyecto se ha planeado el diseño y construcción de un sistema de tratamiento integrado por tres procesos: lodos activados en régimen del reactor completamente mezclado, filtros rociadores y biodiscos. La información relacionada con el primer proceso fue generada mediante experimentación de laboratorio y la descripción de todo el proyecto forma parte de un informe aún no publicado (Ref 4.3). Las condiciones del estudio se detallan en los siguientes incisos.

4.2 Caracterización de las Aguas Residuales

El muestreo se realizó en la alcantarilla donde desfogan las dos descargas de aguas residuales generadas en la Ciudad Universitaria y la del fraccionamiento de Copilco. En la fig - 4.1 se da un croquis de este lugar y la localización de las descargas. Su identificación se detalla a continuación.

D-1 Aguas residuales provenientes del ala Técnica y campos deportivos

D-2 Aguas residuales provenientes del ala de Humanidades

D-3 Aguas residuales del fraccionamiento de Copilco

- Programa de muestreo

Para conocer las variaciones del gasto y de la calidad de -- las aguas residuales en estudio, se realizaron cinco muestreos con duración de 1 a 3 días, tomando muestras a intervalos de 4 horas, en cada una de las descargas. Las fechas de muestreo fueron:

Descarga				
D-1	8:00	Feb/23/1977	8:00	Feb/24/1977
D-1	8:00	Feb/25/1977	8:00	Feb/26/1977
D-1	20:00	Feb/28/1977	20:00	Feb/1 /1977
D-1 y D-2	12:00	Nov/8 /1977	8:00	Nov/9 /1977
D-3	12:00	Nov/8 /1977	12:00	Nov/12/1977
D-1 y D-2	12:00	Nov/9 /1977	12:00	Nov/12/1977

- Metodología de muestreo y análisis

En el momento de muestreo se midió el gasto de agua residual y se tomaron muestras de agua que se preservaron dependiendo de los parámetros físicoquímicos y biológicos por analizar, según lo recomendado en los Métodos Estándar (Ref 2.10).

Se analizaron un total de 22 parámetros a cada una de las -- muestras colectadas durante los muestreos. Los análisis se realizaron según lo indicado en la referencia mencionada. - Los resultados se presentan en la tabla 4.1.

- Discusión de resultados

Gasto

El gasto de agua residual generada en la Ciudad Universita-- ria varía con respecto al tiempo, tanto del día como del año

figs 4.2 y 4.3. A continuación se presenta un resumen de la información.

Muestreo		Descarga No.	Gasto promedio, en l/s		
No.	Fecha		Máx	Mín	Medio
1	Feb/77	1	30.0	13.0	20.0
1	Nov/77	1	14.6	6.4	20.4
2	Nov/77	2	30.8	10.8	21.2
3	Nov/77	3	3.0	2.1	2.5

promedio para Nov/77 48.5 19.5 34.7

Análisis físicos

- Temperatura. La variación de la temperatura es de 15.5 a 18 celsius, para los muestreos de noviembre de 1977.
- pH. Los valores oscilan entre 7.5 y 8.4, es decir, las aguas residuales son ligeramente básicas.
- Sólidos totales. El promedio general fué de 448 mg/l.

Análisis químicos

- Materia orgánica

DBO_5 La variación de este parámetro con respecto al tiempo se da en la fig 4.3, su promedio general fué de 53 mg/l.

DBO_u Su variación con el tiempo se da en la fig 4.3, su promedio general fue de 69 mg/l

DQO El promedio general fue de 136 mg/l, su variación con el tiempo se da en la fig 4.3.

Las relaciones entre estos parámetros, para los valores -- promedio de los muestreos, se da a continuación.

$$DBO_5 = - 3.73 + 0.399 DQO \quad , \quad r^2 = 0.92$$

$$DBO_u = - 5.54 + 0.535 DQO \quad , \quad r^2 = 0.82$$

$$DBO_5 = 0.39 DQO$$

$$DBO_u = 0.51 DQO$$

$$DBO_5 = 0.77 DQO$$

$$DBO_5 = 0.77 DBO_u$$

donde r^2 , coeficiente de correlación

DBO_5 , DBO_u y DQO , en mg/l

Materia inorgánica

Los parámetros que influyen en este valor se presentan en

la tabla siguiente, junto con sus valores promedio registrados.

Parámetro	Concentración, en mg/l		
	Máx	Mín	Media
Cloruros	139	66	100
Alcalinidad total	358	158	264
N-total	80	11.4	46
P- PO_4	3.48	0.81	2.44
Dureza total	160	150	160
N- NH_3	41	4.2	28

El contenido de fósforo y nitrógeno en las aguas residuales está relacionado, para el proceso de tratamiento biológico, con la cantidad de materia orgánica por la relación:

DBO : N : P	
100 : 5 : 1	relación recomendada (ref -- 4.4)
53 : 46 : 2.5	relación presente en las --- aguas
100 : 87 : 4.7	

De lo anterior se concluye que no será necesario agregar nutrientes al sistema.

Compuestos tóxicos

Durante la caracterización no se realizaron análisis al respecto pero los resultados de la prueba de *DBO* no señalan síntomas de inhibición ni de toxicidad a los microorganismos.

Gases

Oxígeno Disuelto, *OD*. Su valor máximo 5.17 mg/l se registró a las 4:00 h; el mínimo 1.68 mg/l a las 16:00 h y el promedio general es de 2.72 mg/l.

Comparando estos resultados con los de la tabla 4.1 en la cual se muestra la calidad física, química y biológica de aguas residuales de EUA (Ref 2.27), México (Ref 4.5) y DF (Ref 4.6) se puede observar:

- la baja carga orgánica de las aguas generadas en la C.U.
- el alto contenido de nitrógeno total
- la alta influencia de material orgánico no biodegradable, dado por la relación *DDO/DBO*.
- el alto valor de la concentración de cloruros y alcalinidad que no corresponden a su condición de "aguas débiles"

4.3 Planeación de las Pruebas de Tratabilidad

4.3.1 Diseño experimental

Según lo anotado en el inciso 2.1.4.2.2 y con apoyo en la información de la tabla 2.1 y de los datos de caracterización de las aguas residuales, se procederá a fijar las condiciones en que habrán de operarse los reactores. Se pueden seguir varias políticas, entre las que se pueden citar:

- i) operar todos los reactores a la misma carga orgánica y a los mismos tiempos de retención, pero a diferentes concentraciones de SSLM, lo que dará diferentes calidades de efluentes y distintos volúmenes de purgado.
- ii) operar todos los reactores a diferentes cargas orgánicas pero iguales tiempos de retención hidráulica y nivel de SSVLM.
- iii) operar todos los reactores a la misma carga orgánica, pero a diferentes tiempos de retención y niveles de SSVLM.

De las anteriores se siguió la última, dando los siguientes valores:

Parámetro	Reactor No.				
	1	2	3	4	5
DBO_5 , en mg/l	60	60	60	60	60
t , en d	0.125	0.167	0.250	0.375	0.500
V_a , en l	11.2	7.6	11.2	11.2	11.2
Q , en l/s	89.6	45.51	44.80	29.87	22.40
$F=DBO_5 \times Q$, en mg/d	5376	2730	2688	1792	1344
SSVLM, en mg/l	1300	1200	1000	900	800
$M=SSVLM \times V_a$, en mg	14560	9120	11200	10080	8960
F/M , en d^{-1}	0.37	0.30	0.24	0.18	0.15

Mantener estos valores para SSVLM dará los gastos de purga, Q_w , y la producción de lodo en exceso, que se aplican en la obtención de los parámetros de diseño.

4.3.2 Operación y muestreo

Los reactores comenzaron a operar con inóculo aclimatado al desecho en cuestión, el día 26 de junio de 1978 y se concluyó aproximadamente mes y medio después. La siembra inicial fue alta para lograr en poco tiempo las condiciones deseadas de remoción de materia orgánica a los niveles adecuados de SSVLM y las cargas orgánicas propias del proceso. Durante esta etapa se siguieron las recomendaciones de operación descritas en el inciso 2.1.4.2.4 y de muestreo del 2.1.4.2.5. En el siguiente inciso se mostrará el procesamiento de la información recabada para la determinación de las constantes cinéticas de remoción.

4.4 Obtención de los Parámetros Básicos de Diseño

La información que se recopiló durante la fase de operación, muestreo y análisis físico, químico y biológico de los reactores se analizó estadísticamente y los resultados de los principales parámetros se da en la tabla 4.2.

La determinación de los parámetros de diseño se realizó para los seis modelos matemáticos descritos en el inciso 2.1.4.2.1 y que brevemente se resumen en las tablas 2.3, 2.4 y 2.5. La finalidad no es hacer una discusión sobre las similitudes y diferencias de estos modelos sino mostrar la secuencia de cálculo requerida por cada modelo para obtener sus constantes y aplicarlos en la obtención del volumen del reactor.

- Modelo matemático de Eckenfelder

Los datos para la obtención de las constantes cinéticas del proceso biológico empleado se presentan en la tabla 4.3. Las ecuaciones resultantes son:

$$\frac{S_o - S_e}{X_a \cdot t} = 0.018 + 0.026 S_e$$

$$k^2 = 0.87$$

$$\therefore K = 0.026 \text{ d}^{-1}$$

$$\frac{R_n}{X_a} = 0.15 + 0.666 \frac{S_o - S_e}{X_a t}$$

$$r^2 = 0.73$$

$$\therefore a' = 0.666$$

$$b' = 0.15 \text{ d}^{-1}$$

$$\frac{\Delta X}{X_a} = -0.013 + 0.432 \frac{S_o - S_e}{X_a t}$$

$$r^2 = 0.92$$

$$\therefore a = y = 0.432$$

$$b = K_d = 0.013 \text{ d}^{-1}$$

Las curvas de mejor ajuste se presentan en la fig 4.4, en la 4.5, la calidad del efluente, la eficiencia de remoción y el nivel de SSVLM en función del tiempo de retención hidráulico. En la fig 4.6 se dan las curvas de diversos parámetros de respuesta a la relación F/M.

- Modelo matemático de McKinney

En la tabla 4.4 se muestran los datos para la determinación de las constantes de este modelo. En la fig 4.7 se da la curva de mejor ajuste a los puntos experimentales, la cual tiene la forma

$$\frac{1}{S_e} = \frac{1}{S_e} + 39 \frac{t}{S_0}$$

donde

$$K_m' = 39.5$$

Este modelo es similar al de Eckenfelder ya que puede presentarse en la forma

$$\frac{S_0 - S_e}{t} = K_m' S_e$$

por lo que $K_m' = K X_a$

donde K es la constante cinética de remoción en el mencionado modelo de Eckenfelder.

Si $X_a = 1500 \text{ mg/l}$ y $K = 0.026 \text{ d}^{-1}$

entonces $K_m' = 39 \text{ d}^{-1}$

- Modelo matemático de Lawrence y Mc Carty

La ecuación que permite obtener las constantes Y y K_d es

$$X = \frac{Y (S_0 - S_e)}{1 + K_d \theta_c} \cdot \frac{\theta_c}{t}$$

que se puede transformar en $\frac{(S_0 - S_e)}{Xt} \theta_c = \frac{1}{Y} + \frac{K_d}{Y} \theta_c$

y al graficarse da $\frac{(S_0 - S_e) \theta_c}{Xt} = 2.41 + 0.037 \theta_c$

de donde $Y = 0.41$

$$K_d = 0.015 \text{ d}^{-1}$$

Para obtener K y K_d , la ecuación

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Y K S_e}{K_d + S_e} - K_d$$

Se transforma en

$$\frac{\theta_c}{1 + \theta_c K_d} = \frac{1}{YK} + \frac{K_d}{K} \frac{1}{Y S_e}$$

que al graficarse da

$$\frac{\theta_c}{1 + \theta_c K_d} = 0.94 + 28.54 \frac{1}{Y S_e}$$

donde

$$K = 2.59 \text{ d}^{-1}$$

$$K_d = 74 \text{ mg/l}$$

sustituyendo valores en la ecuación anterior $\theta_c = 6.5 \text{ d}$

En la tabla 4.5 se da el resumen de la información y en las figs 4.8 y 4.9 las curvas de mejor ajuste a los datos experimentales.

- Modelo matemático de Gaudy

La tabla 4.6 resume los datos para el cálculo de las constantes y en la fig 4.10 la curva de mejor ajuste.

La ecuación resultante es

$$\frac{1}{S_e} = - 9.0135 + 0.0136 \frac{\mu_{m\acute{a}x}}{K_s} \frac{1}{(1/\theta_c) + K_d}$$

$$\therefore \frac{1}{K_s} = 0.0135 \quad K_s = 74 \text{ mg/l}$$

$$\frac{\mu_{m\acute{a}x}}{K_s} = 0.0136 \quad \mu_{m\acute{a}x} = 1.00 \text{ (mg/l)/d}$$

- Modelo matemático de Monod

Los valores para obtener las constantes del modelo propuesto por Monod, se presentan en la tabla 4.7 y en las figs 4.11 y 4.12 las curvas de mejor ajuste. Las ecuaciones resultantes son

$$\frac{1}{\theta_c} = -0.016 + 0.40 \frac{S_0 - S_e}{X_a t}, \quad \kappa^2 = 0.97$$

$$\therefore Y = 0.40$$

$$K_d = 0.016 \text{ d}^{-1}$$

$$\frac{Xt}{S_0 - S_e} = 0.585 + 29 \left(\frac{1}{S_e}\right), \quad \kappa^2 = 0.79$$

$$\frac{1}{K_0} = 0.585 \quad \therefore K_0 = \frac{1}{0.585} = 1.71 \text{ d}^{-1}$$

$$\frac{K_m}{K_0} = 29 \quad \therefore K_m = 29 (1.71) = 49.6 \text{ mg/l-d}$$

$$K = \frac{K_0}{1 + (K_m/S)} = \frac{0.029}{1 + (49.3/19)} = 0.008 \text{ h}^{-1}$$

- Modelo hidráulico de Grieves et al.

Las constantes que intervienen en el modelo hidráulico se de terminarán de las ecuaciones que describen el comportamiento del reactor completamente mezclado con recirculación, así la ecuación 4.7:

$$S_e = \frac{S_0}{Kt + 1}$$

Se puede transformar en $\frac{S_0 - S_e}{t} = K S_e$

que al graficarse da $K = 42.4 \text{ d}^{-1}$, fig 4.13

Se puede observar que esta constante equivale al valor de K_m en el modelo de McKinney

Las otras constantes que intervienen son

$K_m = 50 \text{ mg/l}$	del modelo de Monod
$Y = 0.40$	del modelo de Monod o Lawrence
$K_d = 0.0005 \text{ h}^{-1}$	del modelo de Monod o Lawrence
$K_g = Y K = 0.71$	
$\alpha = 0.25$	
$c = 4$	
$w = 0.025$	
$d = 0.25$	

4.5 Diseño del Reactor

Con los parámetros básicos de diseño resumidos en la tabla - 4.8 se dimensionará el tanque de aeración, usando las ecua--

ciones que se derivan de los modelos aplicados y que se dan en la tabla 4.9. Las condiciones de diseño son:

$$S_0 = 140 \text{ mg/l}$$

$$Q = 20 \text{ l/s} = 1728 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$S_e = 14 \text{ mg/l}$$

$$X_a = 1500 \text{ mg/l}$$

$$X_n = 7500 \text{ mg/l}$$

$$\alpha = \frac{Q_n}{Q} = 0.25$$

Los valores resultantes son:

Modelo	Tanque de aeración	
	V_a , en m^3	t , en h
Eckenfelder	398	5.5
McKinney	398	5.5
Lawrence y Mc Carty	352	4.9
Gaudy	363	5.0
Monod	390	5.4

Comparación entre los resultados experimentales y los valores recomendados en la literatura

Eckenfelder

Experimental

Literatura (Ref 4.7)

$$K = 0.026 \text{ d}^{-1}$$

$$K = 0.017 \text{ d}^{-1}$$

$$K = 0.03 \text{ d}^{-1}$$

$$V_a = 398 \text{ m}^3$$

$$V_t = 609 \text{ m}^3$$

$$V_t = 345 \text{ m}^3$$

Para las mismas condiciones de S_o , S_e y X_a , se puede apreciar que los resultados obtenidos aplicando los valores recomendados en la literatura darían para el primer caso el 85 % del volumen requerido y para el segundo un volumen 53 % mayor que el experimental.

McKinney

Experimental

Literatura (Ref 4.8)

$$K_m = K = 0.026 \bar{X} \text{ d}^{-1} (\text{mg/l}) = 39.5 \text{ d}^{-1} \quad K_m = 180 \text{ d}^{-1} \text{ a } 360 \text{ d}^{-1}$$

$$V_a = 398 \text{ m}^3$$

$$V_t = 86.4 \text{ m}^3$$

Esta constante fue calculada para las siguientes condiciones

de laboratorio S_0 en términos de DBO_5 total, S_e en DBO_5 soluble, tiempo de retención hidráulico de 1.3 a 24 horas y -- una DBO_5 del influente de 680 mg/l aproximadamente. Para estas condiciones tan especiales es difícil encontrar una corrrelación entre los valores calculados en este trabajo y los del mencionado autor debido principalmente a las discrepan--cias tan fuertes del contenido orgánico del influente.

Lawrence y Mc Carty

Experimental	Literatura (Ref 2.24)	
$K = 2.59 \text{ d}^{-1}$	$K = 5.6 \text{ d}^{-1}$	
$K_d = 74 \text{ mg/l}$	$K_d = 22 \text{ mg/l}$	
$y = 0.41$	$y = 0.67$	$y = 0.50$
$K_d = 0.015 \text{ d}^{-1}$	$K_d = 0.07$	$K_d = 0.055$
$\theta_c = 6.5 \text{ d}$	$\theta_c = 3.7 \text{ d}$	$\theta_c = 8.0$
$\therefore V_a = 352 \text{ m}^3$	$\therefore V_t = 286 \text{ m}^3$	$\therefore V_t = 403 \text{ m}^3$
	$V_t = 0.81 V_a$	$V_t = 1.14 V_a$

Como se puede observar, los valores teóricos señalan un reactor 19 % más pequeño que el real o 14 % más grande, respectivamente.

Monod

Experimental	Literatura (Ref 2.25)	
$K_o = 0.68 \text{ d}^{-1} = 0.028 \text{ h}^{-1}$	$K_o = 0.4 \text{ h}^{-1}$	$K_o = 0.55 \text{ h}^{-1}$
$K_m = 50 \text{ mg/l}$	$K_m = 50 \text{ mg/l}$	$K_m = 120 \text{ mg/l}$
$K = 0.192 \text{ d}^{-1} = 0.008 \text{ h}^{-1}$		
$Y = 0.40$	$Y = 0.50$	$Y = 0.67$
$K_d = 0.016 \text{ d}^{-1} = 0.0007 \text{ h}^{-1}$	$K_d = 0.002 \text{ h}^{-1}$	$K_d = 0.003 \text{ h}^{-1}$
$\therefore V_a = 390 \text{ m}^3$	$\theta_c = 11.7 \text{ h}$	$\theta_c = 8.76 \text{ h}$
	$t = 0.48 \text{ h}$	$t = 0.48$
	$V = 35 \text{ m}^3$	$V = 35 \text{ m}^3$
	$X_a = 1500 \text{ mg/l}$	$X_a = 1500 \text{ mg/l}$

Como se puede observar, estos no son valores aceptables, por lo que se deben suponer otras condiciones, por ejemplo para-

$$K_o = 0.4 \text{ h}^{-1} \quad K_m = 50 \text{ mg/l} \quad Y = 0.5 \quad K_d = 0.002 \text{ h}^{-1}$$

$$\theta_c = 5 \text{ d} \quad y \quad X = 1300 \text{ mg/l}$$

entonces $S_e = 1.32 \text{ mg/l}$

$$t = 4.68 \text{ h}$$

$$V = 337 \text{ m}^3$$

El valor del tanque de aeración es aceptable; pero el de la concentración del efluente no, pues durante la experimentación no se observó en ningún momento estos valores. Además es difícil determinar experimentalmente valores tan pequeños.

4.6 Régimen Hidráulico del Dispositivo Experimental

A continuación se presenta la secuencia de cálculo de una de las pruebas realizadas con trazadores en el dispositivo experimental de laboratorio. Asimismo en la tabla 4.11 se resumen los resultados obtenidos al variar el gasto de aire que se inyectó al reactor. La teoría que se aplica se discutió en el inciso 2.2. La aplicación de estos resultados se hará en el siguiente inciso, donde se hará ver la gran importancia que tiene conocer el régimen hidráulico del reactor en la eficiencia de remoción de contaminantes.

Condiciones de la prueba

Gasto de aire, en l/min	7.17
Volumen del tanque de aeración, V_a , en l	11.20
Gasto del influente, Q , en l/min	0.0444
Tiempo de aeración, t_a , en min	252
Peso de trazador agregado, W , en mg	25000.

Concentración máxima registrada, $C_{máx}$, en mg/l 2586

Resultados de la prueba, Tabla 4.10

Con una primera aproximación se obtuvo el valor de K (fig - 4.14) que permite la extrapolación de la curva (fig 4.15). - Una segunda secuencia de cálculos se presenta a continua---ción, la cual da los valores finales.

1. Cálculo del tiempo de retención medio

$$\bar{T} = 230 \text{ min}$$

2. Cálculo de σ_t^2

$$\sigma_t^2 = \frac{\sum_{i=1}^n C_i t_i^2 \Delta t_i}{\sum_{i=1}^n C_i \Delta t_i} - \bar{T}^2 = 38\,592$$

3. Cálculo de σ_θ

$$\sigma_\theta = \frac{\sigma_t^2}{\bar{T}^2} = 0.7295$$

4. Cálculo de D/UL

$$D/UL = 0.97$$

5. Cálculo de N

$$N = 1/0.7295 = 1.37$$

6. Cálculo del número de Peclet, Pe

$$Pe = 1/(D/UL) = 1.03$$

7. Cálculo del peso de trazador recuperado, W'

$$W' = 20\ 768$$

$$(W'/W) \times 100 = 83\%$$

8. Cálculo del valor de K

$$K = \frac{L_n (C_1/C_0) - L_n (C_2/C_0)}{(\theta_2 - \theta_1) (T)} = 0.0041$$

con este valor se prolongó la curva hasta obtener un pe so de trazador recuperado, respecto al total agregado, mayor del 90 %.

9. Cálculo del peso de trazador recuperado después del --- ajuste

$$W' = 24\ 121\ \text{mg}$$

$$(W'/W) \times 100 = 96.5\ \%$$

10. Volumen efectivo de tanque

$$V = Q \cdot \bar{T} = (0.0444 \text{ l/mln})(230 \text{ mln}) = 10.21 \text{ l}$$

$$(V/V_a) \times 100 = 91 \%$$

∴ un 9 % del tanque en zona muerta

$$\therefore a = 0.90$$

$$b = 0.97$$

donde a fracción del tanque en régimen hidráulico completamente mezclado

b fracción del gasto influente que llega a la fracción de tanque en régimen completamente mezclado.

Con la información obtenida de las pruebas con trazadores, - tabla 4.11, se correlacionaron varios parámetros como se muestra a continuación.

gasto de aire (Q_a), coeficiente de dispersión (D).

$$D^* = 1.232 \times 10^{-5} (Q_a)^{0.3459}, \quad r^2 = 0.89$$

donde

Q_a gasto de aire, en l/s

D^* coeficiente de dispersión, en m^2/s

r^2 coeficiente de correlación

relación de volúmenes a gasto de aire

$$(\psi/V_a) \times 100 = 66.1205 (Q_a)^{0.1712}, \quad r^2 = 0.87$$

ψ volumen efectivo de tanque, en l

V_a volumen geométrico del tanque, en l

Q_a gasto de aire, en l/min

Murphy K.L. y Timpany P.L. (Ref 4.9) demuestran por pruebas experimentales con trazadores, en reactores biológicos completamente mezclados, los siguientes resultados.

el efecto de la temperatura en el valor D/UL en el rango comprendido entre los 12°C y los 30°C no es significativo ni para cortos o largos tiempos de retención.

el efecto del tiempo de retención en D/UL para un gasto de aire constante da un incremento de D/UL que va de -- 0.82 a 43.0. El rango de valores para el tiempo de retención fue de 0.28 h a 15 h y el gasto de aire fué de 0.865 pie³/min. Se puede apreciar que D/UL es directamente proporcional al tiempo de retención y que el valor asociado de D se puede considerar como constante en este rango. Los efectos hidráulicos de diferentes tiempos de retención o velocidades globales del flujo no pa

recen alterar las características de mezclado medidas por \mathcal{D} . Cuando el tiempo de retención de un tanque en particular se incrementa; la velocidad axial del flujo, u , disminuye y el tanque se aproxima a las condiciones de mezclado características de completo mezclado ----- ($\mathcal{D}/UL = \infty$).

requerimientos comunes de aire para lodos activados indican que el rango de flujo de aire para el modelo del tanque de aeración de laboratorio podría ser de aproximadamente 0.21 l/s a 0.84 l/s. Como el índice de dispersión \mathcal{D} , fué independiente del tiempo de retención hidráulico, los valores de \mathcal{D} para diferentes tiempos de retención se correlacionaron con los gastos de aire, dando la relación

$$\mathcal{D} = 0.0313 (Q_a)^{0.249}$$

$$\mathcal{D}, \text{ en m}^2/\text{s}$$

$$Q_a, \text{ en l/s}$$

pruebas en el prototipo dan valores comparables de \mathcal{D} , con los del modelo de laboratorio para los mismos tiempos de retención, lo que indica que el coeficiente de dispersión axial, \mathcal{D} , para el prototipo es igual al coeficiente de dispersión axial del modelo dividido por el cuadrado del factor de escala.

$$D_{\text{prototipo}} = (1/S^2) D_{\text{modelo}} = (L_p/L_m)^2 D_m$$

La relación geométrica del prototipo al modelo de laboratorio fué de 1/13.

En otro trabajo (Ref 4.10) los mismos autores obtienen correlaciones entre el coeficiente de dispersión y la profundidad y el ancho del tanque, de la forma

$$\frac{D}{H^2} = 7.54 (q_a)^{0.461}$$

$$r^2 = 0.91$$

$$\frac{D}{W^2} = 3.118 (q_a)^{0.346}$$

$$r^2 = 0.885$$

donde

D coeficiente de dispersión, en pie^2/h

H profundidad del tanque, en pie

W ancho del tanque, en pie

q_a gasto de aire, en pie^3/min por cada 1000 pie^3 de tanque

Combinando las ecuaciones anteriores se tiene

$$\frac{W}{H} = 1.555 (q_a)^{0.058}$$

4.7 Efecto de Mezclado en la Calidad del Efluente Tratado

A continuación se hará un análisis de la influencia que tiene en la calidad del efluente, la hidráulica del reactor, -- tanto a nivel de laboratorio como de prototipo.

4.7.1 A nivel de laboratorio

Los resultados de las pruebas con trazadores, en el dispositivo de laboratorio arroja los siguientes resultados, según la ecuación $(W/V_a) \times 100 = 66.1205 (Q_a)^{0.1712}$ suponiendo un gasto de aire de 6.1 l/min se tendrá un valor de $(W/V_a) \times 100 = 90$ o sea que la porción de reactor completamente mezclado es $a = 0.90$ y $b = 0.95$ (por análisis de la curva tiempo-concentración). Para las condiciones de operación de los reactores se tendrá, según la fig 4.16:

Reactor No.	t, en h	S_c , en mg/l			
		teórico		real	teórico
		$a=0.9$	$b=0.95$	$a=0.95b=0.98$	$a=1.0$ $b=1.0$
1	3	20.8	18	16.3	
2	4	17.2	14	12.8	
3	6	13.3	10	8.9	
4	9	10.4	9	6.0	
5	12	9.0	15	4.7	

Utilizando el modelo matemático de McKinney, los resultados para $a = 0.90$ y $b = 0.95$ conducirían a un valor de $K_m = 26.44 \text{ d}^{-1}$ y a la detección de 3.2 mg/l de material no biodegradable. La ecuación de mejor ajuste sería de la forma

$$(S_0 - S_e/t) = -110.5 + 26.44 S_e$$

Lo anterior muestra que la constante global de remoción es 33 % menor que la registrada con los valores experimentales. Aunque cabe esperar que la concentración de biomasa en el reactor disminuya. Para conservar el valor de $K_m = 39.4 \text{ d}^{-1}$ se deberá tener una concentración de $SSVLM = 1017 \text{ mg/l}$.

Para el valor de $K_m = 26.44 \text{ d}^{-1}$ y las mismas condiciones de diseño ($X_a = 1500 \text{ mg/l}$, $S_0 = 140 \text{ mg/l}$, $S_e = 14 \text{ mg/l}$), se tendría un tanque con un volumen $V_a = 663 \text{ m}^3$ con un tiempo de retención de $t = 0.38 \text{ d} = 9.1 \text{ h}$.

Si consideramos un valor de $K = 1017$ entonces el volumen del reactor es de 588 m^3 y $t = 0.34 \text{ d} = 8.2 \text{ h}$.

Lo anterior conduce a considerar la hidráulica del reactor experimental como un factor de gran importancia para la obtención de las constantes cinéticas.

Respecto a los valores experimentales obtenidos en laborato-

rio, comparados con los teóricos para un reactor completamente mezclado, fig 4.16, y que se muestran en la tabla anterior, se puede inferir que los reactores no operaron en el régimen requerido. Un cálculo por prueba y error hasta hacer coincidir razonablemente los valores teóricos con los experimentales, conduce a los siguientes resultados: $a = 0.95$ y $b = 0.98$, es decir el reactor operó con un 5 % de su volumen en zona muerta. Esto se puede comprobar con los resultados de las pruebas con trazadores, en las cuales nunca se llegó, con los gastos de aire probados, a un tanque completamente mezclado. La causa puede ser: 1) deficiencias en la recolección del efluente tratado, 2) deficiencias en el difusor empleado al no producir una distribución homogénea, en la masa de agua, de las burbujas de aire, 3) la falta de aire inyectado, o 4) una combinación de estas causas.

4.7.2 A nivel prototipo

Con las ecuaciones de la tabla 3.1, los resultados de las pruebas con trazadores, tabla 4.11, y las constantes cinéticas, tabla 4.8, se mostrará la influencia del mezclado en la eficiencia de remoción de contaminantes. Estos resultados se dan en las figuras 4.17, 4.18, 4.19 y 4.20. A continuación se analiza este problema para el caso de reactor completamente mezclado con recirculación, fig 4.19.

Si el reactor está completamente mezclado para un tiempo de

retención de 5.5 h, se tendrá un efluente con una concentración $S_e = 13 \text{ mg/l}$ y una eficiencia de 91 % cuando $S_0 = 140 \text{ mg/l}$.

Si se tiene un "problema" que provoque una zona muerta en el reactor, por ejemplo del 10 %, entonces $a = 0.9$ y si la fracción de gasto que entra al volumen de reactor completamente mezclado es $b = 0.95$, entonces $S_e = 19 \text{ mg/l}$ lo que significa una eficiencia de $\eta = 86 \%$. El intentar tener un valor en el efluente de $S_e = 13 \text{ mg/l}$, bajo estas condiciones, la figura 4.19 señala que se deberá tener un tanque con un tiempo de retención $t = 10.5 \text{ h}$. Esto significa un volumen 91 % mayor que el requerido en condiciones de buen mezclado.

Las otras condiciones de mezclado que se ilustran en las figuras 4.17, 4.18 y 4.20 producirían los efectos en la calidad del efluente y volumen del reactor que se muestran a continuación.

- para un reactor completamente mezclado sin recirculación (CMSR) con un tiempo de retención de 5.5 h se tendrá un $S_e = 13 \text{ mg/l}$, si se tiene una porción de volumen en corto circuito del 10 %, entonces $a = 0.90$ y $b = 0.95$, lo que da un valor de $S_e = 20 \text{ mg/l}$ y una eficiencia $\eta = 86$. En caso de desear un efluente de la mismas calidad se tendría que tener un volumen de reactor 2.36 veces mayor.

- si el reactor tiene una zona en flujo pistón, por ejemplo del 20 %, entonces $a = 0.80$ y el valor de la concentración del efluente será de $S_e = 2.5 \text{ mg/l}$, lo que significa una eficiencia del 98 %. Esto indica la superioridad del reactor pistón en comparación con el completamente mezclado.

- para un reactor completamente mezclado con recirculación (CMCR), con un tiempo de retención de $t = 5.5 \text{ h}$, se tendrá un efluente con un valor $S_e = 13 \text{ mg/l}$; para $a = 0.90$ y $b = 0.95$ el valor de $S_e = 19$ lo que significa una disminución en la eficiencia del 5 % respecto al anterior, en caso de tener una porción del reactor en flujo pistón, por ejemplo del 20%, entonces $a = 0.80$ y $S_e = 3.5 \text{ mg/l}$ que indica una mejor eficiencia de remoción (97.5 %) de contaminantes.

De lo anterior se obtienen las siguientes conclusiones: 1) existe una notoria disminución en la calidad de efluente -- cuando se presentan problemas de mezclado y 2) se tiene un efecto positivo en la calidad del efluente por la presencia de una porción del reactor CM en flujo pistón.

5. DISCUSION DE RESULTADOS

5.1 Estudios de Tratabilidad, a nivel de Laboratorio

- La información bibliográfica relacionada con el tema, se ñala la posibilidad de conocer el comportamiento de las unidades prototipo, mediante sencillos dispositivos expe rimentales.
- Los parámetros comúnmente usados para el control de los procesos biológicos son medidas indirectas de los componentes del sistema. Por ejemplo, para la medición de la carga orgánica se utiliza la Demanda Bioquímica de Oxígeno, DBO, o la Demanda Química de Oxígeno, DQO. Para la concentración de biomasa activa en el reactor, los Sólidos Suspendidos Volátiles del Licor Mezclado, SSVLM; para la adecuabilidad del flocúlo biológico, el Índice Vo-

lumétrico de Lodos, IVL. La necesidad de un mejor conocimiento de los procesos biológicos, requiere la utilización de otros parámetros que se aproximen mejor a la realidad que se desea medir. En algunos de los trabajos mencionados en el capítulo correspondiente se mencionan el COT y RNA para la materia orgánica y la biomasa activa, respectivamente.

- . Respecto a las pruebas de laboratorio, la bibliografía consultada es variada al respecto, sin que se pueda precisar si es ó no una técnica estandarizada. Esto redundará en la representatividad de los resultados obtenidos.

- . La metodología sugerida para planear las pruebas de tratabilidad sugieren una secuencia lógica de actividades que conducirá a resultados susceptibles de ser reproducibles.

- . Para determinar el régimen hidráulico del reactor, se hizo uso de la información obtenida en pruebas a nivel prototipo, piloto y en algunos casos a nivel de laboratorio. La prueba con trazadores no está estandarizada, lo cual trae consigo problemas de interpretación.

5.2 Modelo de Mezclado para Lodos Activados

Las ecuaciones que se plantean para determinar el régimen hidráulico del reactor se combinan con los resultados de las pruebas de tratabilidad mediante un balance de masa, y determinar la calidad del efluente tratado para ocho diferentes combinaciones de flujo. Los resultados de calidad no proporcionan la solución al problema, pero si un avance en el entendimiento para plantear alternativas convenientes.

Además se puede cuestionar, por ejemplo, los resultados que en la prueba de la DBO se obtienen si las botellas estuvieran en agitación constante. Existen resultados experimentales que sugieren valores mayores en botellas agitadas, de las que no lo están (ref 6.1).

5.3 Estudio de Tratabilidad de las Aguas Residuales Generadas en la Ciudad Universitaria - UNAM.

Mediante este estudio se pudo detectar la gran diferencia en la concentración de materia orgánica de las aguas generadas en la C.U. de las producidas en la Ciudad de México. Su relación es de 1:5, aproximadamente.

La obtención de las constantes cinéticas que se obtienen al aplicar los diversos modelos matemáticos a la in

formación experimental se resume a continuación.

Eckenfelder	McKinney	Lawrence y McCarty	Gaudy	Monod	Grievés et al.
$K = 0.026 d^{-1}$ $a = 0.432$ $b = 0.013 d^{-1}$ $a' = 0.666$ $b' = 0.15 d^{-1}$	$K_m = 0.026 X_a$ $= 39.4 d^{-1}$	$K = 2.59 d$ $Y = 0.41$ $K_d = 0.015 d^{-1}$ $K_s = 74 \text{ mg}/\ell$ $\theta_c = 6.5 d$	$K_s = 74 \text{ mg}/\ell$ $\theta_c = 6.9 d$ $\mu_{max} = 1.00 d^{-1}$ $\mu_n = 0.144$	$Y = 0.40$ $K_d = 0.016 d^{-1}$ $K_m = 50 \text{ mg}/\ell$ $\theta_c = 7.53 d$ $K_o = 0.68 d^{-1}$	$K^N = 1.77 d^{-1}$ $Y = 0.40$ $K_d = 0.013 d^{-1}$ $K_m = 50 \text{ mg}/\ell$ $K^G = 17.04 d^{-1}$ $\alpha = 0.25$ $c = 4$ $w = 0.025$ $d = 0.25$

De los modelos matemáticos aplicados al estudio del proceso biológico de lodos activados, la similitud de resultados obtenidos para el coeficiente de remoción, K , y el volumen del tanque de aeración sugiere la posibilidad del uso indistinto de tales modelos, aunque existen otras ventajas y desventajas complementarias para el diseño u operación, los cuales pueden afectar su utilidad en la predicción de la calidad del efluente bajo las cambiantes condiciones ambientales. (ref 5.1).

Es claro que los modelos de McKinney y Eckenfelder dan idénti

cos resultados. Sin embargo, el término K'_m en el modelo de McKinney no es un valor constante sino que está relacionado con la concentración de biomasa, X_a . Solamente empleándola de esta manera dará diseños idénticos a los de Eckenfelder. También la K'_m del modelo de McKinney y la K del modelo de Eckenfelder son introducidas en los balances de sustrato como tasas constantes de reacciones cinéticas de primer orden.

El modelo de Lawrence y McCarty relaciona la remoción de sustrato con el crecimiento indirectamente debido a que la constante K (tasa de remoción de sustrato máxima específica) esta relacionada a la tasa de crecimiento máximo específico como se muestra en la ecuación $K = \mu_{máx} / \gamma t$. El modelo de Gaudy relaciona la remoción de sustrato directamente a la tasa de crecimiento específico en el balance de sustrato -- por el uso de la ecuación de Monod. Este aspecto es importante debido a que es esencial darse cuenta que el considerar un estado estable en la derivación de todos los modelos requiere que dx/dt y ds/dt se aproximen a cero. Para que esto suceda, la tasa específica de crecimiento, μ , debe ser constante. El único momento en que μ es constante es cuando la biomasa se duplica a una tasa constante, es decir, -- $dx/dt \div 1/X = \mu =$ un valor constante. Esto representa una condición de incremento exponencial de masa. Si no fuera así, el valor de dx/dt no se aproximaría a cero y no se po-

dría esperar que X se aproximara a un valor constante.

Por consiguiente, aún cuando se sostiene que los modelos de McKinney y Eckenfelder consideran que la concentración de -- biomasa de lodos activados se encuentra en su fase declinante de crecimiento, tal condición no se podría esperar que -- existiera de acuerdo con las consideraciones tomadas en la -- derivación del modelo. Así, si se considera que existe un -- estado estacionario, el tiempo para que se duplique la pobla-- ción es constante y esto define el crecimiento exponencial, -- es decir, tasa cinética de incremento de primer orden. Los -- modelos de Lawrence y McCarty y de Gaudy reconocen la exis-- tencia de crecimiento exponencial. De esta manera, los mode-- los de Lawrence y McCarty y de Gaudy difieren del de McKin-- ney y de Eckenfelder. Los modelos de Lawrence y McCarty y -- de Gaudy son similares desde un punto de vista bioquímico; -- sin embargo, difieren en aspectos ingenieriles como se discu-- tirá a continuación.

El modelo de Gaudy difiere de los demás en sus aspectos inge-- nieriles prácticos, puesto que Gaudy y sus colaboradores es-- criben el balance de material únicamente alrededor del tan-- que de aeración y no de todo el sistema. Existen importan-- tes conceptos ingenieriles que gobiernan la decisión de es-- cribir el balance de esta manera.

Primero, es claro que el propósito de cualquier modelo es describir el proceso biológico de crecimiento y utilización de sustrato sin importar donde se han trazado las fronteras. Sin embargo el proceso de lodos activados consiste de dos partes separadas, el proceso biológico de crecimiento y utilización de sustrato, el cual se realiza en el tanque de aeración o biorreactor, y la operación unitaria de separación física la cual se realiza en el clarificador. Aún cuando esas operaciones se realiza juntas, por la naturaleza de los sólidos -- suspendidos que contienen, cada una tiene problemas ingenieriles bien específicos, los cuales se pueden resolver, con condiciones separadas. Un balance de material que incluya ambas operaciones deja poca o ninguna posibilidad de que el ingeniero pueda producir alguna innovación o invención respecto al control del proceso.

Segundo, en relación a las estrategias de operación es bien conocido que la cantidad de sustrato utilizado por unidad de tiempo, es dependiente de la concentración de biomasa en el reactor. También se sobre-entiende que la concentración de biomasa X en el reactor se controla por la tasa de crecimiento que entra en el desecho y por el crecimiento celular. También se controla por la tasa de recirculación R y la concentración del lodo de recirculación X_R . Los últimos dos factores ejercen la mayor influencia en X . Esas dos variables son las que el ingeniero puede controlar, su influencia en el diseño-

debería considerarse en el modelo. Esto se puede hacer mejor escribiendo el balance alrededor del reactor. El modelo de Gaudy y colaboradores toma en consideración la influencia de α y X_R en el diseño del tanque de lodos activados; en los otros modelos esos factores no se consideran en las ecuaciones de diseño. La fig 5.1 muestra que la concentración X_R aparece en las líneas de recirculación y de purga de lodos por ejemplo, sea cual fuere la concentración de X_R , se muestra como del mismo valor en ambas líneas. Además, se considera que el valor es estable y controlable cuando se diseña la planta.

Mientras que esta simplificación es una muy útil en el diseño, no es verdadera en la realidad. La concentración de lodo en la línea de retorno de lodos del clasificador, X_R , varía debido a la naturaleza de los sólidos, etc. Los modelos indican que X_R es una variable controlable (sin mencionar ninguna forma de proveer tal control). Sin embargo, Gaudy y sus colaboradores, en el proceso de desarrollo de su investigación, tienen previstas las formas físicas para controlar, X_R , relacionando así su modelo con las aplicaciones prácticas. Para controlar X_R a las condiciones, uno puede insertar en la línea de recirculación un formador de lodos o un tanque de uniformidad de lodos. La concentración deseada X_R se puede preparar cada día, y el lodo reciclado es bombeado continuamente al tanque de aeración.

Experimentación en plantas piloto ha mostrado que esta estrategia operacional sea realizable fácilmente por el operador. También, haciendo que el modelo opere con un valor constante de X_R en la práctica ayuda a obtener un estado estable con respecto a las variables dependientes S_e, X y X_w . En el uso de otros modelos, usualmente se recomienda que la concentración de sólidos en el reactor sea controlada por la mayor o menor purga de lodo. Esto no controla X_R pero puede controlar la biomasa total reciclada como el producto $\alpha Q X_R$. Esto hace que el operador pueda disminuir αQ cuando X_R aumenta o incrementar αQ cuando X_R disminuye en la línea de retorno de lodos. Este procedimiento podría ser extremadamente difícil para el operador lo lleve en la práctica, puesto que requeriría esencialmente un monitoreo continuo de X_R . También, tal práctica podría no proporcionar los medios para el uso individual de α y de X_R en el control del Sistema. En adición, algunas veces cuando en el intento por operar una planta controlando la cantidad de lodo purgado podría llevar efectos negativos en el biorreactor y en el tanque de sedimentación.

Tercero, escribiendo el balance de materiales alrededor del biorreactor en lugar del sistema total permite al diseñador y al operador observar computacionalmente los efectos de todos los parámetros que controlan el sistema. Este aspecto se cita usualmente por los modeladores como un uso importan-

te de un modelo. Las variables ingenieriles controlables en el diseño son V/Q , es decir, t o su recíproco, la tasa de dilución D , α y X_R . En las relaciones entre ellas estriban las decisiones de diseño, y esas relaciones son realmente fáciles de tratar si el diseñador de modelos hace uso de ellas. Esos tres parámetros de control están fácilmente explicados en el modelo escrito alrededor del tanque de aeración.

- Los resultados de las pruebas con trazadores, sugieren la presencia de zonas muertas y en corto circuito en el reactor. La explicación de este comportamiento puede ser la calidad del difusor que proporcionaba un flujo de burbujas sensiblemente heterogéneo, lo cual produjo corrientes perpendiculares al flujo longitudinal de líquido. Para determinar correlaciones que permitan la extrapolación de resultados a nivel prototipo, será necesario tener cuidado en el diseño de los difusores, en las estructuras de distribución del influente y de recolección del efluente.

- La predicción de la calidad del efluente tratado, a nivel de laboratorio, concuerda razonablemente con la suposición de la existencia de un 5% de zonas muertas en el reactor. Esto permite la extrapolación de resultados a nivel prototipo siempre y cuando se conserve la relación geométrica.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 Conclusiones

1. Las pruebas de laboratorio, que actualmente se usan para el diseño, operación y control de los sistemas de tratamiento biológico no están estandarizadas, aunque son ampliamente usadas por investigadores y operadores.
2. Los errores más comunes en la operación de los dispositivos experimentales usados en laboratorio, son los relacionados con: a) La escala física del sistema, b) la cuantificación de los volúmenes de muestra, c) los niveles de potencia para la transferencia de masa y d) los procedimientos de medición y evaluación de resultados.
3. La caracterización de las aguas residuales generadas en-

la Ciudad Universitaria señala, al comparársele con las de la Ciudad de México: a) un contenido bajo de materia orgánica, b) contenidos altos de nitrógeno total, cloruros y alcalinidad, c) una relación $DBO_5:n:P$ de 100:87:4.7 contra 100:8.3:3.9.

4. La aplicación de los diversos modelos matemáticos a la información experimental, da valores sensiblemente similares para las constantes cinéticas de remoción de materia orgánica.
5. Bajo ciertas condiciones de diseño, la aplicación de los diversos modelos matemáticos, conduce a un volumen de reactor similar cuya variación es del 12%.
6. Los resultados de las pruebas con trazadores permiten inferir que el gasto de aire que se debe suministrar al sistema para alcanzar un régimen completamente mezclado es de 192 ml/s si el volumen del reactor es de 11 l.
7. Si en un sistema se detecta, por ejemplo, la presencia de un 10% de volumen muerto, para alcanzar la calidad del efluente en condiciones ideales, 0% de zonas muertas, se requeriría aumentar en un 80% el volumen del reactor. (Fig 4.19).

8. El análisis de las curvas tiempo-concentración, Fig 4.20, para un reactor con una porción de su volumen en régimen-completamente mezclado y otra en flujo pistón, muestra la combinación con la que se alcanzan eficiencias más altas-en la remoción de material orgánica, en comparación con - un reactor completamente mezclado, a los mismos tiempos - de retención hidráulico.

6.2 Recomendaciones

1. Estandarizar las pruebas de tratabilidad, a nivel de laboratorio, considerando el dispositivo experimental, las -- técnicas de laboratorio y el procesamiento de la información más conveniente a las necesidades, recursos económicos, tecnológicos y humanos con que cuenta el País.
2. Estandarizar las pruebas para el control de los sistemas-de tratamiento, así como de las pruebas para determinar - el régimen hidráulico del reactor.
3. Dadas las grandes diferencias en las características físicas, químicas y biológicas de las aguas residuales que se generan en nuestro medio comparadas con las de otros países, es conveniente realizar pruebas de laboratorio para-determinar los rangos de variación de los diversos parámetros cinéticos en las zonas con mayores problemas de con-

- taminación que existen en el País. Esto permitirá tener un mejor prediseño de los sistemas de tratamiento antes de su evaluación final.
4. La prueba de la DBO_5 como parámetro de control debe usarse con la debida precaución, dadas sus graves deficiencias como prueba estándar. Es aconsejable buscar otra medida de la cantidad de materia orgánica presente en las aguas residuales, entre otros podría ser el de COT.
 5. Debería analizarse la posibilidad de usar otro parámetro que sustituya al de SSVLM como indicativo de la biomasa activa en el reactor biológico, estos estudios deberían encaminarse hacia la detección de DNA, RNA, etc. como parámetros de control.
 6. Los modelos matemáticos aquí analizados no consideran la posibilidad de que existan dos constantes de remoción de materia orgánica, una por los organismos no floculados y otra por los que sí lo están. Estudios recientes (ref 1) señalan tal posibilidad, dando mayor importancia, en el proceso de remoción, a la primera que a la segunda dado que esta última está gobernada por la velocidad de difusión del material soluble en el flóculo y posterior aprovechamiento por los microorga-

nismos. Un ejemplo de tal proceso es el de estabilización por contacto. Otro más sería el mostrado por el incremento en el consumo de oxígeno durante la prueba de la DBO en botellas agitadas en comparación con las que no lo están.

7. Debería ampliarse el conocimiento y aplicación de los modelos matemáticos que sugieren el uso del análisis -- adimensional para el diseño de reactores biológicos --- (ref 6.2.).

8. Estudiar en modelos hidráulicos, a nivel de laboratorio, la forma de obtener recomendaciones para el diseño geométrico del tanque de aeración. Algunos estudios (refs 4.9 y 4.10) sugieren relacionar el coeficiente de dispersión del modelo experimental al prototipo o a alguna dimensión del tanque, por ejemplo al largo o al ancho.

Otro procedimiento sería determinar el campo de velocidades en el reactor y mediante algoritmos matemáticos, las líneas de flujo de las zonas muertas o en corto circuito y prever así las causas que las provocan.

NOMENCLATURA

- a fracción del volumen del tanque en régimen completamente mezclado.
- b fracción del gasto influente a la unidad que entra a la fracción del tanque en régimen completamente mezclado.
- c factor de concentración de organismos en la recirculación y purga de lodos.
- C concentración del trazador en el efluente en moles/l.
- C_0 concentración transitoria del trazador a la entrada - $t \geq 0$, en moles/l
- C' concentración del trazador que sale de la fracción completamente mezclada del tanque, en moles/l.
- d fracción del gasto influente que entra a la zona de flujo pistón.
- D dilución, en h^{-1} ($D = q/V$)
- K_d tasa constante de respiración endógena, en h^{-1}
- K_g tasa constante de crecimiento en condiciones de nutriente-limitante, en h^{-1}
- K_0 tasa constante de crecimiento máximo, en h^{-1}
- K tasa constante de utilización de nutriente, en h^{-1}
- K^0 tasa constante de crecimiento, en h^{-1}

- k' tasa constante de crecimiento neto en condiciones de nutriente-limitante, en l/mg-h
- K constante de Michaelis-Menten, en mg/l
- Q gasto del influente y efluente, en l/h
- t tiempo de aeración, en h
- V_a volumen del tanque de aeración, en l
- w fracción, del gasto de retorno de lodos, purgada
- S_e concentración del nutriente limitante soluble en el efluente de la unidad de aeración y del sistema, en mg/l
- S_0 concentración del nutriente limitante soluble en el influente al sistema, en mg/l
- X_e concentración de organismos en el efluente del tanque de aeración, en mg/l
- $X_{\Delta\Delta}$ concentración de organismos en el efluente del sistema ($X_{\Delta\Delta} = X_e$ cuando no hay recirculación), en mg/l
- y crecimiento, mg/l organismos, mg/l nutriente limitante
- α fracción del gasto de recirculación al tanque de aeración.

REFERENCIAS

- 1.1. Plan Nacional Hidráulico 1975. Comisión del Plan Nacional Hidráulico.
- 1.2. Cuéllar Chávez R. y Martínez Pereda P, "Alternativas para el Control de Descargas de Aguas Residuales Municipales en México". Primer Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Vol. I p. 157, Guadalajara, Jal. Dic/1978.
- 1.3. Eckenfelder W.W. Jr., "Comparative Biological Waste -- Treatment Design". Journal of the Sanitary Engineering División. Proceedings of the ASCE. Vol. 93 No. SA6 - Diciembre, 1967.

- 2.1. Schroeder E.D., "Water and Wastewater Treatment". Ed. por Mc Graw-Hill. Series en Water Resources and Environmental Engineering, 1977.
- 2.2. Garrett M.T. Jr. y Sawyer C.N., "Kinetics of Removal - of Soluble BOD by Activated Sludge", Proc. Purdue Univ. 1953.
- 2.3. Hatfield R. y Strong E.R., "Small-Scale Laboratory -- Units for Continuously-Fed Biological Treatment Experiments I: Aeration Units for Activated Sludge". Sewage and Industrial Wastes Vol. 26 No. 10 Oct 1954.
- 2.4. Ludzack F.J., "Laboratory Model Activated Sludge Unit" Journal of the WPCF, Vol. 32, No. 6, Jun/1960.
- 2.5. Drehwing F.J., y Nemerow N.L., "Aeration of Pumpkin -- Cannery Wastes". Proc. of the 18th Ind. Waste Conference, 1963 Purdue University.
- 2.6. Siddiqui R.H., Speece R.E. y Engelbrecht R.S., "Effect of the Stabilization Period on the Performance of the Contact Stabilization Process", Journal of the WPCF, Vol. 39, No. 7, Jul/1967.
- 2.7. Gaudy A.F., Yang P.Y. y Obayashi A.W., "Studies on -- the Total Oxidation of Activated Sludge with and without Hydrolytic Pretreatment". Proc. of the Ind. Waste Conf. 1969.

- 2.8. Boon A.G., "The Role of Contact Stabilization in the Treatment of Industrial Waste Water and Sewage: A --- Progress Report". Reprinted from Journal of The Institute of Water Pollution Control No. 1, 1969, Inglaterra.
- 2.9. Mc Clelland N.I. y Mancy K.H., "The Effect of Surface-Active Agents on Substrate Utilization in an Experimental Activated Sludge Systems". Proceedings of the --- 24th Industrial Conference of the Purdue University, - 1964, 1a. Parte.
- 2.10. Métodos Estándar para el Exámen de las Aguas y Aguas - de Desecho. 14ava. Edición, 1975. Editado por APHA, AWWA y WPCF.
- 2.11. Fisher R.A. y Smith H.S., "Cannery Waste Treatment by the Kehr Activated Sludge Process". Proceeding of the 24 th Industrial Waste Conference. 1969. Purdue University.
- 2.12. Ford D.L. y Gloyna E.F., "Design of Aerobic Wastewater Treatment Facilities", Transactions of the ASME - Artículo No. 70-Pet-14, Jun-5-1970.
- 2.13. Burkhead C.E., "Evaluation of Completly Mixed Activated Sludge Design Constants". Presentado en "Hacia un concepto unificado en el diseño de tratamiento biológico-de desechos", una Conferencia Internacional Patrocina-da por la International Association on Water Pollution Research, Georgia Institute of Technology. Atlanta -- Georgia. Oct 5-6 de 1972.
- 2.14. Sherrard J.H. y Schroeder E.D., "Cell Yield and --- Growth Rate in Activated Sludge", Journal WPCF, Vol. -

45, No. 9, Sept - 1973.

- 2.15 Mattock G., "New Processes of Wastewater Treatment -- and Recovery". Ellis Horwood LTD Publisher Chichester London. 1978. Distribuido por John Wiley and Sons.
- 2.16 Wang L.K., Poon C.P.C. y Wang M.H., "Control Test and Kinetics of Activated Sludge Process". Proceedings of the 31 th Industrial Conference of the Purdue University, 1976.
- 2.17 EPA, "Manual de Métodos para Análisis Químicos de --- Aguas y Desechos" (Cincinnati, Ohio, 1974).
- 2.18 Hegg, B.A. y Burgeson J.R., "Activated Sludge Operations", Deeds and Data, Agosto 1975, p 1,4-8.
- 2.19 Eckenfelder W.W. Jr, y Plummer A.H., Jr., "Treatment - of Brewery Wastewater by Hig Rate Biological Process", Proc. of the 27 th Industrial Waste Conference, 1967,- Universidad de Purdue.
- 2.20 Eckenfelder W.W. y Mc Cabe J., "Process Design of Biological Oxidation Systems for Industrial Wastes Treatment". Waste Treatment, Pergamon Press, London, 1959.
- 2.21 McKinney R.E., "Mathematics of Complete-Mixing Activated Sludge". Proc. ASCE, SA3, 87, Mayo 1962.
- 2.22 Eckenfelder W.W. y O'Connor D.J., "Biological Waste - Treatment", Pergamon Press, New York, 1961.
- 2.23 Lee S.S., Jackman A.P. y Schroeder E.D., "A two-state Microbial Growth kinetics Model", Water Research, -- Vol. 9, p 491-498, Pergamon Press, London, 1975.

- 2.24 Lawrence A.W. y Mc Carty P.L., "Unified Basis for Biological Treatment Design and Operation," Journal of -- the Sanitary Engineering Division. Proc. ASCE Vol 96 No. SA3 Junio 1970.
- 2.25 Sundstrom D.W. y Klei H.E., "Wastewater Treatment", -- Prentice-Hall, Inc. Englewood Cliffs, N.J. 07632. 1979
- 2.26 Benefield L.D. y Randall C.W., "Biological Process -- Design for Wastewater Treatment", Mc Graw Hill 1980.
- 2.27 Wastewater Engineering: collection, treatment, disposal. Metcalf and Eddy, Inc. Mc Graw Hill, 1972.
- 2.28 Drnevich, R.F. y Stuck J.D., "Error Sources in the -- Operation of Bench and Pilot Scale Systems Used to Evaluate the Activated Sludge Process", Proc. of the --- 30th Industrial Waste Conference Mayo 1975. Universidad de Purdue.
- 2.29 Eckenfelder W.W., "Water Quality Engineering for Practising Engineers", PECDS, Cahnners Books, A. Division of Cahnners Publishing Company, Inc, 1970.
- 2.30 Sawyer C.M. y King P.H., "The Hydraulic Performance - of Chlorine Contact Tanks", Proceedings, 24 th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana (Mayo 1969).
- 2.31 Dawkins G.S., "Mixing Patterns and Residence Time -- Predictions", Proceedings, 18 th, Industrial Waste-Conference Purdue University, Lafayette, Indiana --- (1963).

- 2.32 Hays J.R., Schnelle K.B. y Krenkel P.A., "Applica---
tion of Frequency Response Technique to the Analysis-
of Turbulent Diffusion Phenomenon" Proceedings, 19th,
Industrial Waste Conference Purdue University, Lafa-
yette, Indiana (1964).
- 2.33 Levenspiel O, "Chemical Reaction Engineering",
Ed. John Wiley and Sons, 1972.
- 2.34 Himmelblau D.M. y Bischoff K.B., "Process Analysis -
and Simulation: Deterministic Systems". Ed. John --
Wiley and Sons, 1968.
- 2.35 Toerber E.D., "Full Scale Paralell Activated Sludge-
Process Evaluation", EPA-Office of Research and Moni-
toring EPA-22-72-065 Nov. 1972 Environmental Protec-
tion Technology Series.
- 3.1 Grieves R.B., Milbury W.F. y Peipes W.O., "A mixing mo-
del for activated sludge", Journal of the Water Po-
llution Control Federation, Vol. 36 No. 5 Mayo 1964.-
p. 619-635.
- 4.1 Shuval H.I., "Water Renovation and Reuse", Academic -
Press, 1977.

- 4.2 List M.A., Montejano U.F., "Planta de Tratamiento de Aguas Negras para Riego en la Ciudad Universitaria", - Instituto de Ingeniería, UNAM, Publicación 259, Febrero 1970.
- 4.3 Flores H.F., Cobo P.E., Torres F.C.R., "Planta de Tratamiento de Aguas Negras para la Ciudad Universitaria". Instituto de Ingeniería. UNAM, Proyecto 7032 Octubre 1978.
- 4.4 Eckenfelder W.W., Ford D.L., "Water Pollution Control, Experimental Procedures for Process Design", - the pembedon press. Jenkins publishing company. - Austin y New York 1970.
- 4.5 "Protección y Mejoramiento de la Calidad del Agua, Resultados y Proyecciones, Planes y Estrategias Nacionales, Programa 1971-1976". Secretaría de Recursos Hidráulicos. Subsecretaría de Planeación. Dirección - General de Usos del Agua y Prevención de la Contaminación. 1a. Ed. 1976.
- 4.6 "Monitoreo de la Calidad del Agua del Sistema de Drenaje de la Ciudad de México". 1a. Fase. Elaborado - para la Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica. Subdirección Técnica. Oficina de Desarrollo Tecnológico. Febrero de 1979. por IMASA.
- 4.7 Ramalho R.S., "Introduction to Wastewater Treatment-Processes". Academic Press, Inc., 1977.
- 4.8 Goodman B.L., "Design Handbook of Wastewater Systems. Domestic, Industrial, Commercial". Smith and Loveless Division, Ecodyne Corporation. Julio 1971.

- 4.9 Murphy K.L. y Timpany P.L., "Design and Analysis of - Mixing for an Aeration Tank". Journal of the Sanitary Engineering Division. Proceedings of the ASCE. -- Vol. 93, No. SA5, Octubre de 1967.
- 4.10 Murphy K.L. y Boyko B.I., "Longitudinal Mixing in -- Spiral Flow Aeration Tanks", Journal of the Sanitary Engineering Division Proceedings of the ASCE, Vol. - 96 No. SA2. Abril 1970.
- 5.1 Gaudy A.F, Jr. y Kincannon D.F, "Comparing Design -- Models for Activated Sludge", Water and Sewage Works, Febrero de 1977 pp 66-70.
- 6.1 Lee S.S. y Jackman A.P, "A two-state microbial ----- Growth Kinetics Model", Water Research Vol. 9 p.491-498. Pergamon Press 1975.
- 6.2 Sundstrom D.W, Klei H.E. y Molvar A.E, "The use of - dimensionless groups in the design of activated sludge reactors". Water Research Pergamon Press 1973. - Vol. 7.

Modificación del proceso	θ_c , en días	u , en Kg DBO_5 /Kg SSVLM-d	SSVLM, en mg/l	t , en horas	Q_n/Q
Convencional	5-15	0.2 - 0.4	1500-3000	4 - 8	0.25 - 0.50
Completamente mezclado	5-15	0.2 - 0.6	3000-6000	3 - 5	0.25 - 1.0
Aeración por etapas	5-15	0.2 - 0.4	2000-3500	3 - 5	0.25 - 0.75
Aeración modificado	0.2-0.5	1.5 - 5.0	200-500	1.5 - 3	0.05 - 0.15
Estabilización por contacto	5-15	0.2 - 0.6	1000-3000 4000-10000	0.5 - 1.0* 3 - 6 +	0.25 - 1.0
Aeración extendida	20-30	0.05 - 0.15	3000-6000	18 - 36	0.75 - 1.50
Proceso Krauss	5-15	0.3 - 0.8	2000-3000	4 - 8	0.5 - 1.0
Aeración de alta tasa	5-10	0.4 - 1.5	4000-10000	0.5 - 2	1.0 - 5.0
Sistema con oxígeno puro	8-20	0.25 - 1.0	6000-8000	1 - 3	0.25 - 0.50

θ_c tiempo de retención celular

$u = F/M = (DBO_5 \times Q)/(SSVLM \times Va)$ Factor de carga

t_n tiempo de retención

Q_n/Q tasa de recirculación de lodos

* en la unidad de contacto

+ en la unidad de estabilización

TABLA 2.1 PARAMETROS DE DISEÑO PARA EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

TABLA 2.2 CALENDARIO DE MUESTREO EN EL DISPOSITIVO EXPERIMENTAL

Análisis	Frecuencia días/semana	Desecho	Lícor ² mezclado	Efluente ³
DBO _T , DBO ₅ sol	3	*		*
DQO _T , DQO sol	3	*		*
SST, SSF, SSV	3	*	*	*
Sólidos centri- fugados	6		*	
Consumo de O ₂	3		*	
OD	3		*	
pH	7	*	*	*
Temperatura	7	*	*	*
Turbiedad	7			*
IVL	7		*	
Q _w , Q _i	7	*	*	*

1. Muestra tomada de la línea de alimentación de desecho
2. Muestra tomada del reactor sin mampara
3. Muestra tomada del efluente antes de quitar la mampara

DBO_T, DBO₅ sol Demanda Bioquímica de Oxígeno, quinta, total y soluble

DQO_T, DQO sol Demanda Química de Oxígeno total y soluble.

* Muestra a coleccionar en el punto indicado para el análisis señalado.

Modelo	Variación de masa	- Tasa de cambio de vida al influente	+ Tasa de cambio debida al crecimiento	- Tasa de cambio debida a la autodigestión	- Tasa de cambio debida al efluente
Eckenfelder	$\frac{dX}{dt} V$	$= Q X_0$	$+ V (S_0 - S_e) Q$	$- K_d X V$	$- (Q - Q_w) X_e - Q_w X_h$
McKinney	$\frac{dX}{dt} V$	$= Q X_0$	$+ Y K_m S_e V$	$- K_d X V$	$- (Q - Q_w) X_e - Q_w X_h$
Lawrence y Mc Carty	$\frac{dX}{dt} V$	$= Q X_0$	$+ Y \frac{K S_e}{K_d + S_e} V$	$- K_d X V$	$- (Q - Q_w) X_e - Q_w X_h$
Gaudy	$\frac{dX}{dt} V$	$= Q X_0 + \alpha Q X_h$	$+ Y_{máx} \frac{X S_e}{K_d + S_e} V$	$- K_d X V - Q (1 + \alpha) X$	
Monod	$\frac{dX}{dt} V$	$= Q X_0 + Q_h X_h$	$+ \frac{K_o S_e X V}{(K_m + S_e)}$	$- K_d X V$	$- (Q + Q_h) X$
Modelo hidráulico de Griebs et al	$\frac{dX}{dt} V$	$= \alpha c Q X_0 - (1 + \alpha) Q X + K_g S_e - K_d X_0$			

TABLA 2.4 BALANCE DE MATERIALES PARA LA BIOMASA, X.

Modelo	Variación de masa	=	Tasa de cambio debida al influente	-	Tasa de cambio debido al efluente	-	Tasa de cambio debido al metabolismo
Eckenfelder	$\frac{dS}{dt} V$	=	$Q S_0$	-	$Q S_e$	-	$K \times S_e V$
McKinney	$\frac{dS}{dt} V$	=	$Q S_0$	-	$Q S_e$	-	$K_m S_e V$
Lawrence y McCarty	$\frac{dS}{dt} V$	=	$Q S_0$	-	$Q S_e$	-	$K \times V \frac{S_e}{K_d + S_e} V$
Gaudy	$\frac{dS}{dt} V$	=	$Q S_0 + \alpha Q S_e$	-	$Q (1 + \alpha) S_e - v_{máx} V \left(\frac{K}{Y_t} \right) \left(\frac{S_e}{K_d + S_e} \right) V$		
Monod	$\frac{dS}{dt} V$	=	$Q S_0 - Q_h S - (Q_0 + Q_h) S - \frac{K_0 S \times V}{V (K_m + S)}$				
Modelo hidráulico de Grieves et al	$\frac{dS}{dt} V$	=	$Q S_0 + \alpha Q S_e - (1 + \alpha) Q S_e - K^H S_e$				

TABLA 2.3. BALANCE DE MATERIALES PARA EL SUSTRATO, S.

<p>Completamente mezclado</p> <p>Ecuación 3.7</p>	$S_e = \frac{S_0}{Kt + 1} \quad X_e = \frac{Kg S_e}{Kd + D} \quad ; \quad D = Q/V$
<p>Parcial completamente mezclado y corto circuito</p> <p>Ecuación 3.8</p>	$S_e = S_0 \left[1 - \frac{K'b}{K + D \frac{b}{a}} \right] \quad ; \quad D = Q/V$ $X_e = \frac{Kg (S_e - (1-b) S_0)}{Kd + D \frac{b}{a}} \quad ; \quad D = Q/V$
<p>Completamente mezclado seguido por flujo pistón</p> <p>Ecuación 3.9</p>	$S_e = \frac{S_0 D \exp(-K P)}{a K + D} \quad ; \quad P = (1-a)/D$ $X_e = S_e Kg \exp(K P) \left[\frac{\exp(-K P) - \exp(Kd P)}{Kd - K} + \frac{a \exp(-Kd P)}{D + a Kd} \right]$
<p>Completamente mezclado con recirculación</p> <p>Ecuación 3.10</p>	$S_e = \frac{S_0}{Kt + 1} \quad X_e = \frac{A Kg S_e}{Kd + B D} \quad X_d = A X_e$ $A = \frac{1 + a - ac - w c}{1 - w}$ $B = 1 + a - ac$

TABLA 3.1 ECUACIONES PARA OCHO COMBINACIONES DE MEZCLADO, EN EL TANQUE DE AERACION. MODELO MATEMATICO DE GRIEVES ET AL.

	EFLUENTE	BIOMASA	EXCESO DE LODOS
Eckenfelder	$S_e = \frac{S_0}{K X_a t + 1}$; $\frac{S_0 - S_e}{X_a t} = K S_e$	$X_a = \frac{V(S_0 - S_e)}{(1/\theta_c + K_d)t}$; $\frac{1}{\theta_c} = \frac{V(S_0 - S_e)}{X_a t} - K_d$	$X_w = V X_a \left[\frac{V(S_0 - S_e)}{X t} - K_d \right]$; $\frac{VX}{\theta_c} = V X_a u_n$
McKinney	$S_e = \frac{S_0}{K_m t + 1}$; $\frac{1}{S_e} = K_m \frac{t}{S_0} + \frac{1}{S_0}$	$X_a = \frac{V K_m S_e}{(1/\theta_c + K_d)t}$; $\frac{1}{\theta_c} = V K_m \frac{S_e}{X} - K_d$	$X_w = V X_a \left[\frac{V K_m S_e}{X} - K_d \right]$; $\frac{VX}{\theta_c} = V X_a u_n$
Lawrence y Mc Carty	$S_e = \frac{K_d (1 + K_d \theta_c)}{\theta_c (V K - K_d) - 1} = \frac{K_d (1/\theta_c + K_d)}{V K - (1/\theta_c + K_d)}$	$X_a = \frac{\theta_c V (S_0 - S_e)}{t(1 + K_d \theta_c)} = \frac{V [S_0 - (1 + \alpha) S_e] + \alpha X_a}{1 + \alpha - K_d t}$	$X_w = \frac{VX}{\theta_c}$
Gaudy	$S_e = \frac{K_d \left[D(1 + \alpha - \frac{X_a}{X}) + K_d \right]}{u_{mfx} - \left[D(1 + \alpha - \frac{X_a}{X}) + K_d \right]}$ $= \frac{K_d (u_n + K_d)}{u_{mfx} - (u_n + K_d)}$; $\frac{1}{S_e} = \frac{u_{mfx}}{K_d} \left[\frac{1}{\theta_c} + K_d \right] - \frac{1}{K_d}$	$X_a = \frac{V [S_0 - (1 + \alpha) S_e] + \alpha X_a}{1 + \alpha + K_d t} = \frac{V [S_0 - (1 + \alpha) S_e]}{(u_n + K_d)t}$ $\frac{1}{t} (1 + \alpha - \frac{X_a}{X}) = \frac{V [S_0 - (1 + \alpha) S_e]}{X t} - K_d$	$X_w = V X u_n$
Monod	$S_e = \frac{Y U K_m}{K_0 - Y U} = \frac{K_m (1 + K_d \theta_c)}{\theta_c (K_0 - K_d) - 1}$	$X_a = \frac{V(S_0 - S_e) \theta_c}{(1 + K_d \theta_c)t}$; $\theta_c = \frac{K_m + S_e}{S_e (K_0 - K_d) - K_d K_m}$	

TABLA 2.5 FORMULAS DE DISEÑO EN CONDICIONES ESTABLES PARA S_e , X_a Y X_w .

<p>Parcial completamente mezclado y corto circuito con recirculación</p> <p>Ecuación 3.11</p>	$S_e = S_o \left[1 - \frac{b K}{\frac{K (1 + \alpha b)}{(1 + \alpha)} + \frac{b}{a} D} \right]$ $X_e = \frac{A K g \left[S_e (1 + \alpha b) - S_o (1 - b) \right]}{B D \frac{b}{a} (1 + \alpha) + K d (B + b \alpha c)}$
<p>Flujo pistón con recirculación</p> <p>Ecuación 3.12</p>	$S_e = \frac{S_o}{(1 + \alpha) \exp (K R) - \alpha} ; R = \frac{l}{D (1 + \alpha)}$ $X_e = \frac{A K g (S_o + \alpha S_e) [\exp (-K R) - \exp (-K d R)]}{(K d - K) [1 + \alpha - \alpha c \exp (-K d R)]}$
<p>Flujo pistón precedido o seguido por, completamente mezclado, con recirculación</p> <p>Ecuación 3.13</p>	$S_e = \frac{S_o D \exp (-K U)}{D [1 + \alpha - \alpha \exp (-K U)] + \alpha K} ; U = \frac{l - \alpha}{D (1 + \alpha)}$ $X_e = \frac{A \left[\alpha K g S_e + D (S_o + \alpha S_e) \left(\frac{K g}{K d - K} \right) [\exp (-K U) - \exp (-K d U)] \right]}{D [1 + \alpha - \alpha c \exp (-K d U)] + \alpha K d}$

TABLA 3.1. (CONTINUACION)

Completamente mezclado y
flujo pistón en paralelo
y corto circuito con re-
circulación

Ecuación 3.14

$$S_e = \frac{S_0 \left[\frac{b^2 D}{a K + (1 + \alpha) b D} + \frac{1 - b - d_0}{1 + \alpha} + \frac{d_0 \exp(-K Z)}{1 + \alpha} \right]}{1 - \alpha \left[\frac{b^2 D}{a K + (1 + \alpha) b D} + \frac{1 - b - d_0}{1 + \alpha} + \frac{d_0 \exp(-K Z)}{1 + \alpha} \right]}$$

$$X_A = \frac{A K g (S_0 + \alpha S_e) \left\{ \frac{ab^2 D (1 + \alpha)}{a K + (1 + \alpha) b D} + \frac{d_0 (a K d + b D) (1 + \alpha) [\exp(-K Z) - \exp(-K d Z)]}{K d - K} \right\}}{[a K d + b D (1 + \alpha)] [1 + \alpha - a c (1 - b - d_0) - d_0 a c \exp(-K Z)] - b^2 D a c (1 + \alpha)}$$

$$Z = \frac{1 - a}{d_0 D (1 + \alpha)}$$

TABLA 3.1 (CONTINUACION)

Constituyentes	E.U.A.			MEXICO				
	Fuerte	Mediana	Débil	Norte	Centro	Golfo y Sureste	D.F.	C.U.
pH	-	-	-	7.1	7.2	7.1	7.4	8.1
Temperatura, en celsius	-	-	-	15	26	25	-	17
Sólidos Totales Totales	1 200	700	350	1 545	1 132	978	1 015	448
Sólidos Disueltos Totales	850	500	250	1 326	816	740	858	416
Sólidos Disueltos Fijos	525	300	145	974	524	445	472	306
Sólidos Disueltos Volátiles	325	200	105	352	292	295	386	110
Sólidos Suspendidos Totales	350	200	100	219	316	238	159	32
Sólidos Suspendidos Fijos	75	50	30	105	88	78	64	25
Sólidos Suspendidos Volátiles	275	150	70	114	228	160	95	7
Sólidos sedimentables, en ml/l	20	10	5	1.6	8.7	7.2	1.82	-
DBO ₅ , a 20 celsius	300	200	100	229	326	159	245	53
COT	300	200	100	-	-	-	-	-
DQO	1 000	500	250	462	684	307	587	136
Nitrógeno-total	85	40	20	40	41	27	20	46
Nitrógeno-orgánico	35	15	8	17	12	11	11	28
Nitrógeno-amoniaco	50	25	12	23	29	16	9	18
Nitrógeno-de nitritos	0	0	0	-	-	-	-	-
Nitrógeno-de nitratos	0	0	0	-	-	-	-	-
Fósforo-total	20	10	6	23	13	36	9	2.5
Fósforo-orgánico	5	3	2	-	-	-	-	-
Fósforo-inorgánico	15	7	4	-	-	-	-	-
SAAM	-	-	-	11.9	9.8	17.6	10.2	-
Cloruros	100	50	30	-	-	-	-	100
Alcalinidad, como Ca CO ₃	200	100	50	-	-	-	-	264
Grasas y aceites	150	100	50	46	60	58	97	-
D ₂₀ /DBO	3.33	2.50	2.50	2.02	2.10	1.93	2.40	2.57
SST/ST	0.29	0.29	0.29	0.14	0.28	0.24	0.16	0.07
SVT/ST	0.50	0.50	0.50	0.30	0.46	0.47	0.47	0.26
SSV/SST	0.79	0.75	0.70	0.52	0.72	0.67	0.60	0.22
SSV/SVT	0.46	0.43	0.40	0.24	0.44	0.35	0.20	0.06
DBO:N:P	100:28:7	100:20:5	100:20:6	100:17:10	100:12:4	100:17:23	100:8:3.9	100:87:4.7

TABLA 4.1 COMPOSICION TIPICA DE DESECHOS DOMESTICOS (TODOS LOS VALORES EXCEPTO LOS SOLIDOS SEDIMENTABLES, pH Y TEMPERATURA ESTAN EXPRESADOS EN mg/l).

Parámetro	Unidad	Influente	Reactor				
			# 1	# 2	# 3	# 4	# 5
Gasto desecho Q	l/d		90.1	46.7	43.1	28.4	22.0
Tanque aeración Va	l		11.2	7.6	11.15	11.15	11.15
Tiempo aeración ta	d		0.124	0.163	0.259	0.393	0.507
Influente-Ef T	°C	9.5	14	14	14	14	14
Licor mezclado T	°C		11.6	14.7	12.3	14	14.1
Volumen total V	l		15.0	11.2	15.0	15.0	15.0
DDO total So,Se	mg/l	103	51	33	18	15	23
DDO soluble So _s ,Se _s	mg/l	33	18	14	10	9	15
DDO particulada Sop, Sep	mg/l	70	33	19	8	6	8
Eficiencia de remoción	η_t η_s	%	50.5 82.5	68 86.4	82.5 90.3	85.4 91.3	77.7 85.4
SSV Xi, Xe	mg/l	38	16	16	12	12	10
SSVLM Xa	mg/l		1321	1687	1219	876	971
Producción lodo X	mg/l-d		164	252	116	83	68
Volumen purga lodo al día Vw	l/d		2.15	1.33	1.68	1.50	0.95
$\Delta \bar{X} = X V_m$	$\Delta \bar{X}$	mg/l	295	335	195	101	61
$\theta_G = V/Q_w$	d		5.21	8.42	8.93	10.0	15.8
DBO ₅ total So,Se		58	26		19.5	14.4	12.6
DBO ₅ soluble So _s ,Se _s		18	6.8		5.1	3.8	3.3
DBO ₅ particulada Sop, Sep		40	19.2		14.4	10.6	9.3
Eficiencia de remoción en:	(DBO ₅)T (DBO ₅)S (DBO ₅)P Rr/Xa IVL	% % % d ml/g	55 62 52 0.469 91		66 72 64 0.414 133	75 79 74 0.355 128	78 82 77 0.207 84
rel. en términos DDO	F/M	d ⁻¹	0.55	0.30	0.24	0.21	0.14
rel. en términos DBO	F/M	d ⁻¹	0.29	0.17	0.13	0.13	0.08

TABLA 4.2 ANALISIS ESTADISTICO DE LOS PARAMETROS FISICOQUIMICOS DE MUESTRAS COLECTADAS EN EL DISPOSITIVO EXPERIMENTAL.

TABLA 4.3 CINETICA DE REMOCION. MODELO MATEMATICO DE ECKENFELDER

Reactor No	S_o	S_e	X_a	t	$\frac{S_o - S_e}{X_a t}$	F/M	SVI	R_h	$\frac{R_h}{X_a}$	ΔX	$\frac{\Delta X}{X_a}$
	mg/l	mg/l	mg/l	d	d^{-1}	d^{-1}	mg/l	mg/l-d	mg/mg-d	mg/l-d	d^{-1}
1	103	18	1321	0.124	0.52	0.55	91	620	0.469	164	0.21
2	103	14	1687	0.163	0.32	0.30	48	354	0.210	252	0.15
3	103	10	1219	0.259	0.29	0.24	133	505	0.414	116	0.10
4	103	9	876	0.393	0.27	0.24	128	311	0.355	83	0.09
5	103	15	971	0.507	0.18	0.14	84	201	0.207	68	0.07

TABLA 4.4 CINETICA DE REMOCION. MODELO MATEMATICO DE MCKINNEY

Reactor No	S_o	S_e	t	$1/S_e$	t/S_o
	mg/l	mg/l	d	(mg/l) ⁻¹	d(mg/l) ⁻¹
1	103	18	0.125	0.056	0.00120
2	103	14	0.163	0.071	0.00158
3	103	10	0.259	0.100	0.00251
4	103	9	0.393	0.111	0.00382
5	103	15	0.507	0.067	0.00492

TABLA 4.5 CINÉTICA DE REMOCION. MODELO MATEMATICO DE LAWRENCE Y MC CARTY

Reactor No	S_o	S_e	X	t	$\frac{(S_o - S_e) \theta_c}{Xt}$	θ_c	$\frac{\theta_c}{[1 + \theta_c K_d]}$	$\frac{1}{Y S_e}$
	mg/l	mg/l	mg/l	d		d	d	(mg/l) ⁻¹
							*1	*2
1	103	18	1321	0.124	2.71	5.21	4.83	0.136
2	103	14	1687	0.163	2.69	8.42	7.48	0.174
3	103	10	1219	0.259	2.59	8.93	7.88	0.244
4	103	9	876	0.393	2.70	10.00	8.70	0.271
5	103	15	971	0.507	2.84	15.80	12.77	0.163*
*1 $K_d = 0.015 \text{ d}^{-1}$					*2 $y = 0.41$			

TABLA 4.6 CINÉTICA DE REMOCION. MODELO MATEMATICO DE GAUDY

Reactor No	S_o mg/l	S_e mg/l	X_a mg/l	t_a d	θ_c d	$\frac{1}{S_e}$	$\frac{1}{\frac{1}{\theta_c} + K_d}$ *
1	103	18	1321	0.124	5.21	0.056	4.83
2	103	14	1687	0.163	8.42	0.071	7.48
3	103	10	1219	0.259	8.93	0.100	7.88
4	103	9	87	0.393	10.00	0.111	8.20
5	103	15	971	0.507	15.80	0.067	12.77
* para $K_d = 0.015$							

TABLA 4.7 CINETICA DE REMOCION.MODELO MATEMATICO DE MONOD

Reactor No	S_o	S_e	X	t	$\frac{S_o - S_e}{Xt}$	θ_c	$1/\theta_c$	$\frac{Xt}{S_o - S_e}$	$1/S_e$
1	103	18	1321	0.124	0.52	5.21	0.192	1.92	0.06
2	103	14	1687	0.163	0.32	8.42	0.119	3.13	0.07
3	103	10	1219	0.259	0.29	8.93	0.112	3.45	0.10
4	103	9	876	0.393	0.27	10.00	0.100	3.70	0.11
5	103	15	971	0.507	0.18	15.80	0.063	5.56	0.07

Eckenfelder	McKinney	Lawrence y McCarty	Gaudy	Monod	Hidráulico
$K = 0.026 d^{-1}$	$K_m = 0.026 X_a$ $= 39.4 d^{-1}$	$K = 2.59 d^{-1}$	$\mu_{m\max} = 1.00 d^{-1}$	$K_o = 0.68 d^{-1}$	$K = 1.77 d^{-1}$
$y = 0.432$		$K_d = 74 \text{ mg/l}$	$K_d = 74 \text{ mg/l}$	$K_m = 50 \text{ mg/l-d}$	$K_m = 50 \text{ mg/l}$
$K_d = 0.013 d^{-1}$			$\mu_n = 0.144$	$K = 0.192 d^{-1}$	$K_g = 0.71 h^{-1}$
$a' = 0.666$		$y = 0.41$	$\theta_c = 6.9 d$	$y = 0.40$	$y = 0.40$
$b' = 0.15 d^{-1}$		$K_d = 0.015 d^{-1}$		$K_d = 0.016 d^{-1}$	$K_d = 0.0005 h^{-1}$
		$\theta_c = 6.5$		$\theta_c = 7.53 d$	$\alpha = 0.25$
				$X_a = 1500 \text{ mg/l}$	$c = 4$
					$w = 0.025$
					$d_o = 0.25$

TABLA 4.8 CONSTANTES CINÉTICAS OBTENIDAS DE LOS DATOS DE LABORATORIO Y APLICANDO DIFERENTES MODELOS MATEMÁTICOS.

MODELO	FORMULA BASICA	FORMULA ALTERNATIVA
Eckenfelder	$V = \frac{(S_0 - S_e) Q}{K S_e X_a}$	$V = \frac{Y (S_0 - S_e) Q}{\left(\frac{1}{\theta_c} + K_d\right) X_a}$
McKinney	$V = \frac{(S_0 - S_e) Q}{K_m S_e}$	$V = \frac{Y (S_0 - S_e) Q}{\left(\frac{1}{\theta_c} + K_d\right) X_a}$
Lawrence y Mc Carty	$V = \frac{\theta_c Y (S_0 - S_e) Q}{(1 + K_d \theta_c) X_a}$	$V = \frac{Y (S_0 - S_e) Q}{\left(\frac{1}{\theta_c} + K_d\right) X_a}$
Gaudy	$V = \frac{Y Q S_0 - (1+\alpha) S_e + \alpha X_a Q}{K_d X_a} - \frac{(1+\alpha) Q}{K_d}$	$V = \frac{Y S_0 - (1+\alpha) S_e Q}{(\mu_n + K_d) X_a}$
Monod	$V = \frac{Q Y \theta_c (S_0 - S_e)}{X_a (1 + K_d \theta_c)}$	

TABLA 4.9 FORMULAS PARA EL DISEÑO DEL TANQUE DE AERACION

TABLA 4.10 RESULTADOS DE LA PRUEBA CON TRAZADORES

t en min	C en mg/l	Δt en min	$\theta = t/t_a$	$f(\theta) = C/C_{m\acute{a}x}$
0				
1	2 055	1	0.00	0.79
5	2 586	4	0.02	1.00
10	2 496	5	0.04	0.97
20	2 363	10	0.08	0.91
30	2 231	10	0.12	0.86
40	2 187	10	0.16	0.85
50	1 797	10	0.20	0.69
70	1 865	20	0.28	0.72
90	1 780	20	0.36	0.69
110	1 627	20	0.44	0.63
130	1 376	20	0.52	0.53
160	1 269	30	0.65	0.49
190	1 187	30	0.77	0.46
220	970	30	0.89	0.38
260	914	40	1.05	0.32
290	810	30	1.17	0.26
340	663	50	1.37	0.22
400	522*	60		
450	427*	50		
500	350*	50		
550	287*	50		
600	235*	50		
650	192*	50		

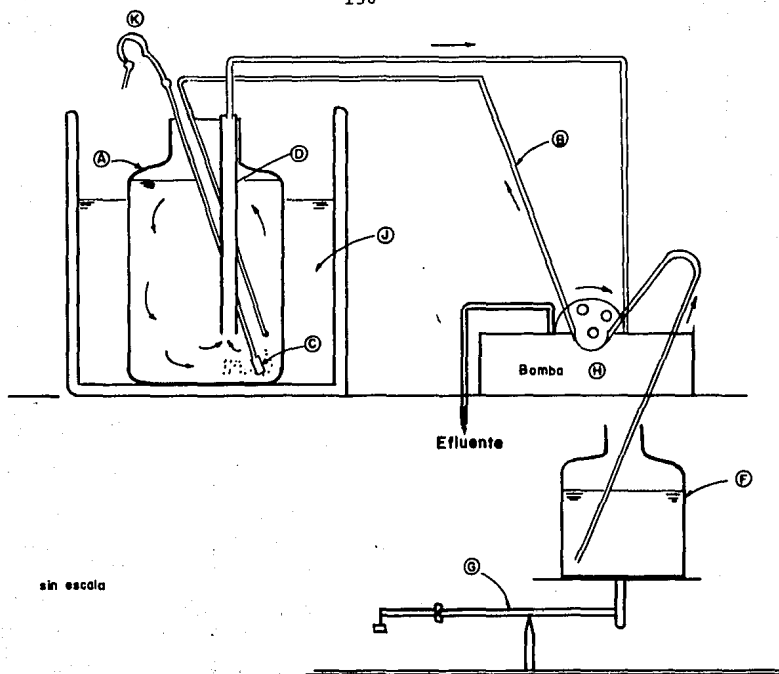
* valores predecidos

$$t_a = V/Q = 252 \text{ min}$$

$$C_{m\acute{a}x} = 2586 \text{ mg/l}$$

PRUEBA PARAMETRO No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Q _a % l/s l/min	20 0.0245 1.47	40 0.0482 2.89	80 0.0958 5.75	100 0.1195 7.17	20 0.0245 1.47	40 0.0482 2.89	80 0.0958 5.75	100 0.1195 7.17	40 0.0482 2.89	100 0.1195 7.17	40 0.0482 2.89	100 0.1195 7.17
q l/min	0.0435	0.0543	0.0446	0.0543	0.0378	0.0452	0.036	0.0444	0.0447	0.0522	0.045	0.058
V _a l ta min	7.64 176	7.64 141	7.64 171	7.64 141	11 291	11 248	11 306	11 252	11 246	11 214	11 244	11 193
T ₂ min σ ₂ ² σ _q	122 10957 0.7362	98 4681 0.4938	135 12870 0.7062	100 4263 0.4263	198 32163 0.8319	211 28323 0.6362	237 48000 0.8546	230 38592 0.7295	174 21887 0.723	191 23293 0.639	201 28884 0.71	172 21925 0.74
N D/UL Ux10 ⁻⁵ , m/s	1.358 1.01 2.5x10 ⁻⁵	2.025 0.382 3.132	1.427 0.85 2.5x10 ⁻⁵	2.346 0.3 3.132	1.2021 1.8 1.06	1.57 0.65 1.267	1.17 2.00 1.009	1.37 0.97 1.245	1.38 0.97 1.253	1.566 0.65 1.464	1.41 0.88 1.262	1.35 1.02 1.626
Dx10 ⁻⁶ , m ² /s D*x10 ⁻⁶ Pe= 1/(D/UL)	4.308 0.99	2.034 2.618	3.625 1.1765	1.597 3.333	5.53 0.1274 0.55	2.389 4.3180 1.538	5.855 0.1166 0.5	3.502 5.9110 1.03	3.526 7.814 1.03	2.759 4.770 1.538	3.22 6.137 1.14	4.811 8.312 0.98
ψ 1 (ψ/V _a)x100, %	5.307 69.5%	5.29 69%	5.87 79%	5.43 71%	7.48 68%	9.54 85%	8.53 77%	10.21 91%	7.8 71%	10.0 90%	9.05 82%	10.0 90%

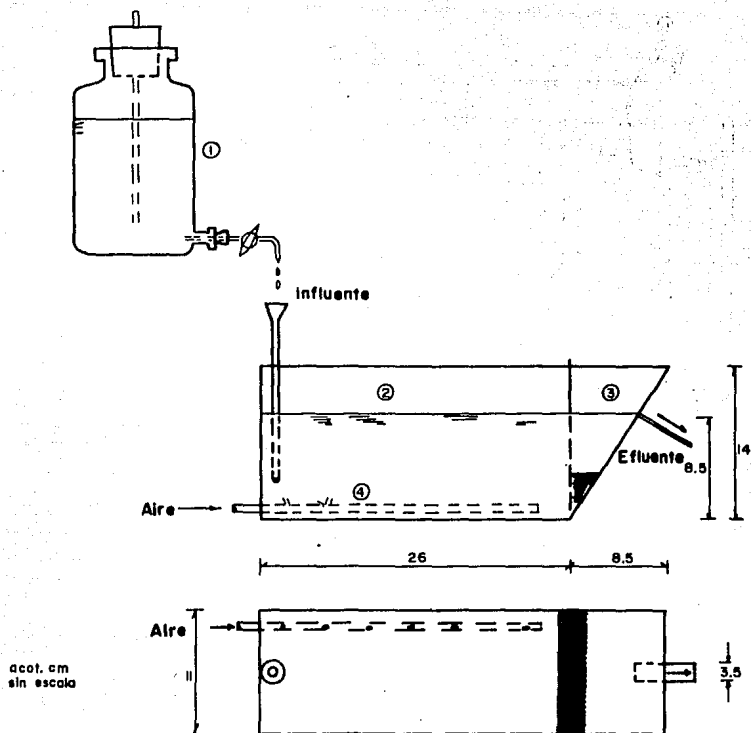
TABLA 4.11 RESULTADOS DE LAS PRUEBAS CON TRAZADORES



sin escala

- (A) Cámara de aeración de 6 L. de capacidad
- (B) Línea de alimentación
- (C) Difusor de aire
- (D) Línea del efluente colocado cerca del fondo de la cámara
- (E) Recipiente de 5 L. para el sustrato
- (G) Báscula
- (H) Bomba peristáltica para dosificar el sustrato y extraer el efluente
- (J) Baño de agua a temperatura constante
- (K) Bomba para aire y válvula para controlar el gasto

Fig.2.1 Aparato de flujo continuo
Garret y Sawyer (ref.2.2),1953



- ① Botella de aspiración para dosificación de 4 L
- ② Cámara de aereación, capacidad de 2 L
- ③ Depósito de sedimentación, capacidad 200 ml
- ④ Tubo de aereación Saran de 1/4" con agujeros para la distribución de aire

Fig. 2.2 Diagrama de la unidad de flujo continuo usada en los experimentos de lodos activados.

Hatfield y Strong (ref. 2.3), 1952

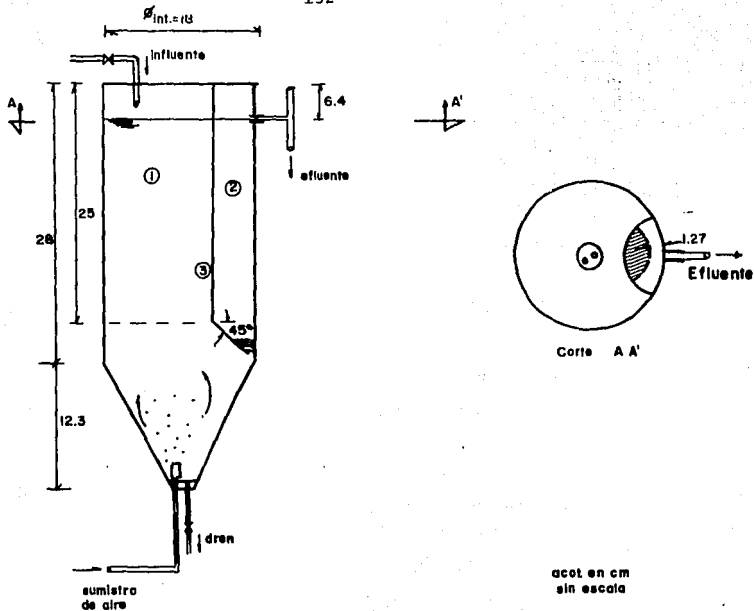
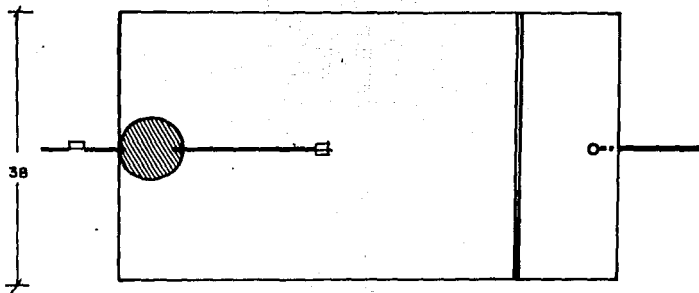
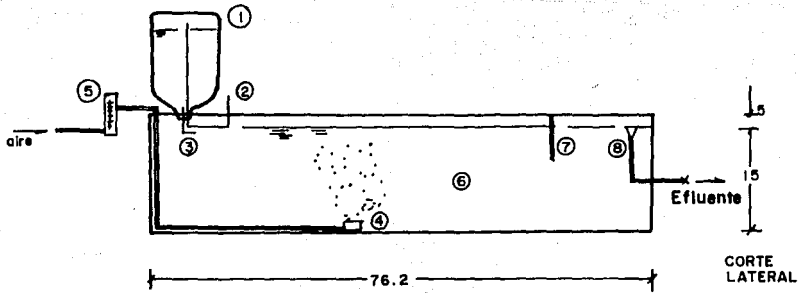


Fig. 2.3 Unidad de lodos activados
Ludzack (ref 2.4), 1960

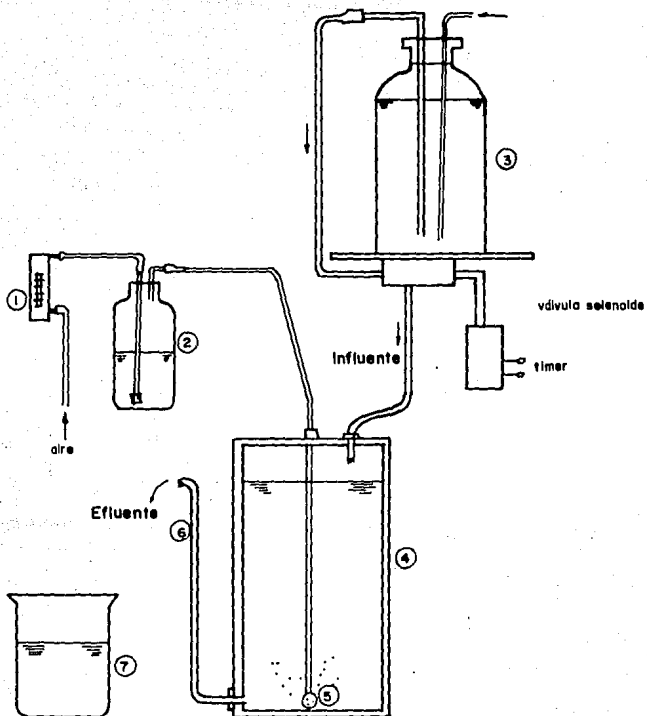


PLANTA

Acot. en cm.
sin escala

- ① Recipiente de alimentación
- ② Válvula de mariposa y tubo de aire
- ③ Línea de alimentación
- ④ Piedra porosa para difusión del aire
- ⑤ Rotámetro
- ⑥ Tanque de aeración
- ⑦ Baffle
- ⑧ Salida

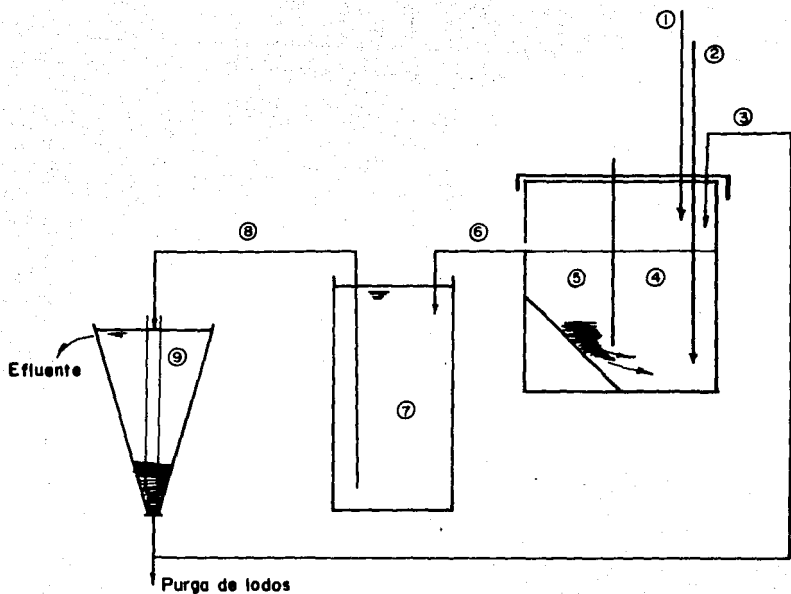
Fig.2.4 Tanque de aeración
Drehwing y Nemerow (ref.2.5),1963



- ① Rotámetro
- ② Saturador de vapor de agua
- ③ Recipiente con línea de alimentación
- ④ Reactor, vol. = 2 L
- ⑤ Difusor de piedra
- ⑥ Efluente
- ⑦ Recipiente de recolección del efluente tratado

Fig.2.5 Unidad de lodos completamente mezclados

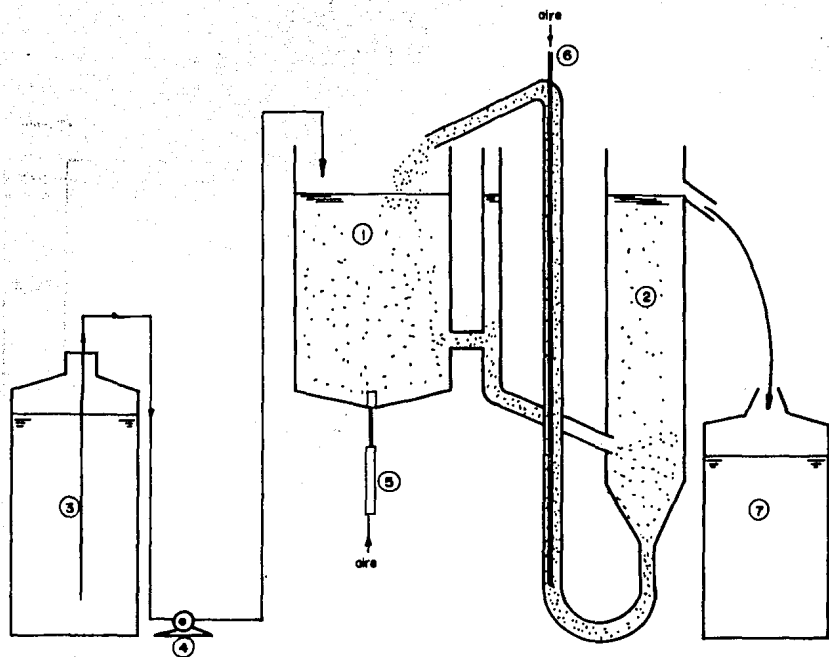
Siddiqui, Speece y Engelbrecht (ref. 2.6), 1967



- ① Línea de alimentación
- ② Suministro de aire
- ③ Línea de recirculación de sólidos sobrenadantes
- ④ Cámara de aeración, vol= 6.2 L
- ⑤ Cámara de sedimentación, vol= 3.2 L
- ⑥ Efluente
- ⑦ Tanque de captación de sobrenadante
- ⑧ Efluente
- ⑨ Centrífuga

Fig.2.6 Dispositivo experimental

Gaudy, Yang y Obayashi (ref. 2.7), 1969



- ① Cámara de aeración, vol=6 L.
- ② Tanque de sedimentación
- ③ Sustrato
- ④ Bomba dosificadora

- ⑤ Rotámetro
- ⑥ Línea de aire para retorno de lodos
- ⑦ Efluente

Fig. 2.8.-Reactor biológico
McClelland y Mancy (ref 2.9),1964

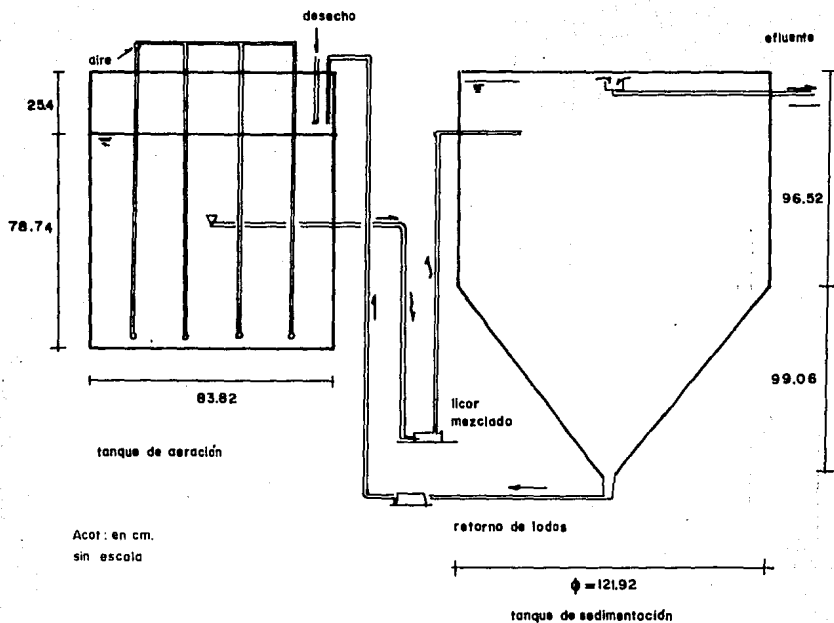
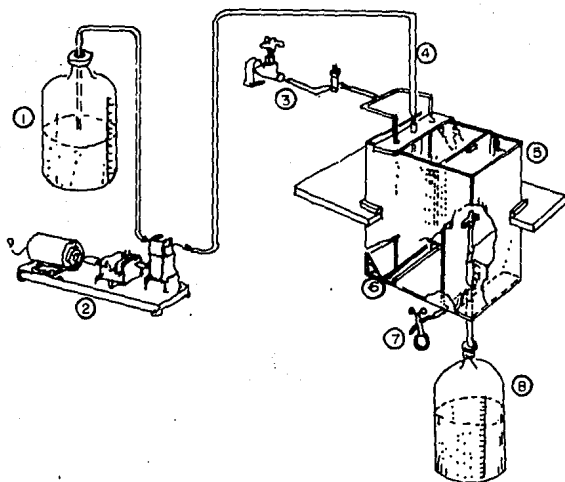


Fig.2.9 Diagrama de la planta de lodos activados
Kehr (PLAK)
Fisher y Smith (ref.2.11),1969



- | | |
|--------------------------------------|----------------------|
| ① Desecho | ② Bomba dosificadora |
| ③ Alimentación de aire | ④ Influyente |
| ⑤ Reactor biológico (detalles anexo) | ⑥ Difusores de aire |
| ⑦ Purga de lodos | ⑧ Efuyente |

Fig.2.10 Dispositivo experimental
Davis y Gloyna (ref.2.12),1970

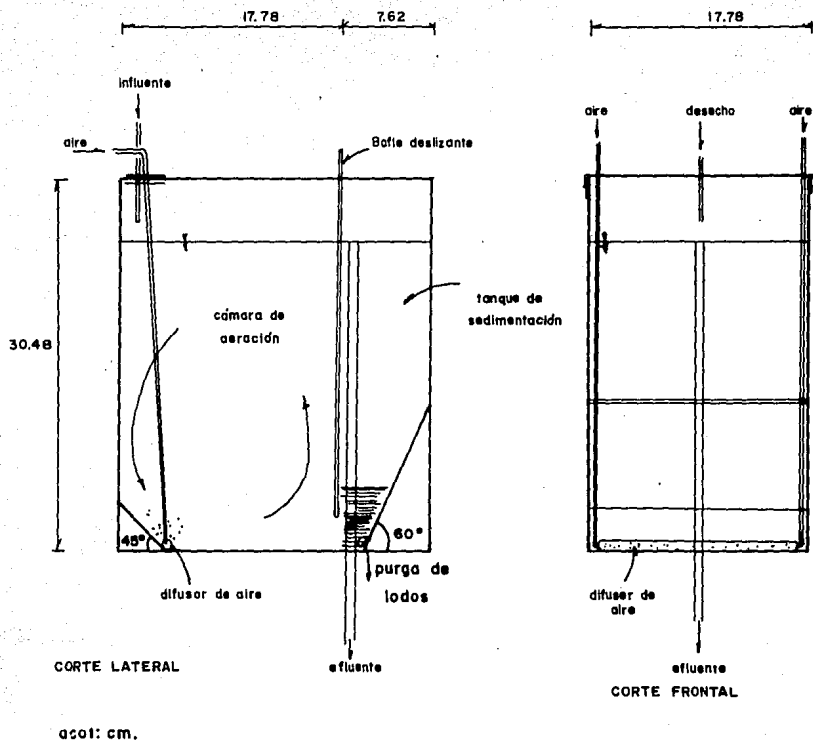
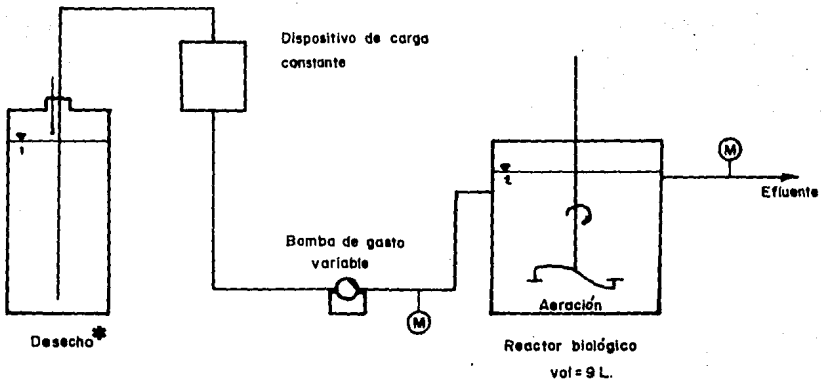


Fig 2.10 (cont) detalle del Reactor biológico



M Señala los puntos de muestreo

- * Es recomendable el uso de una unidad de refrigeración para preservar el desecho, junto con una motobomba que recircule el desecho para mantener el material particulado en suspensión.

Fig. 2 .II Arreglo típico de un dispositivo de laboratorio (sistema de lodos activados completamente mezclado)

Burkhead (ref 2.13), 1972

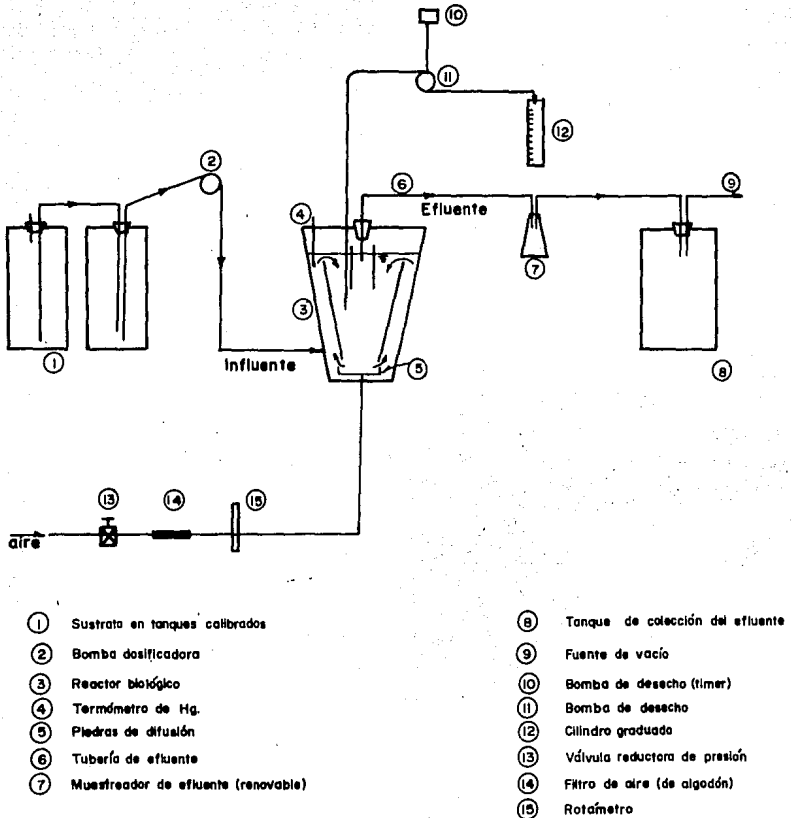


Fig.2.12 Esquema del sistema experimental
Sherrard y Schroeder (ref.2.14), 1973

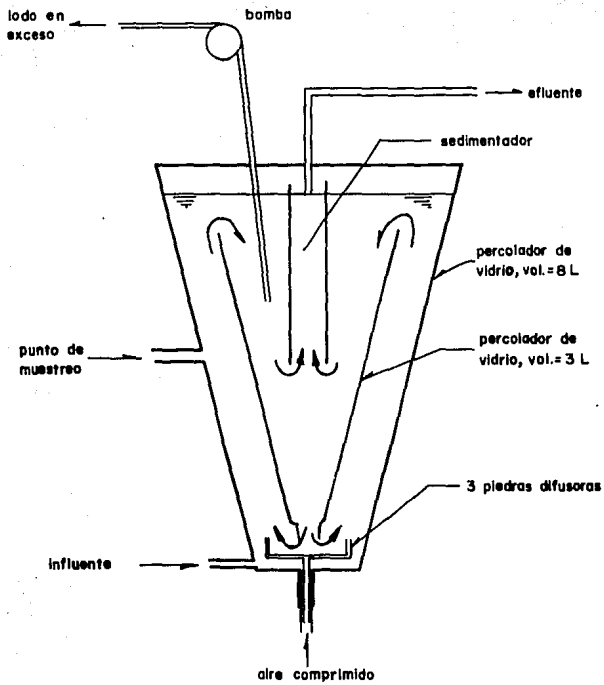
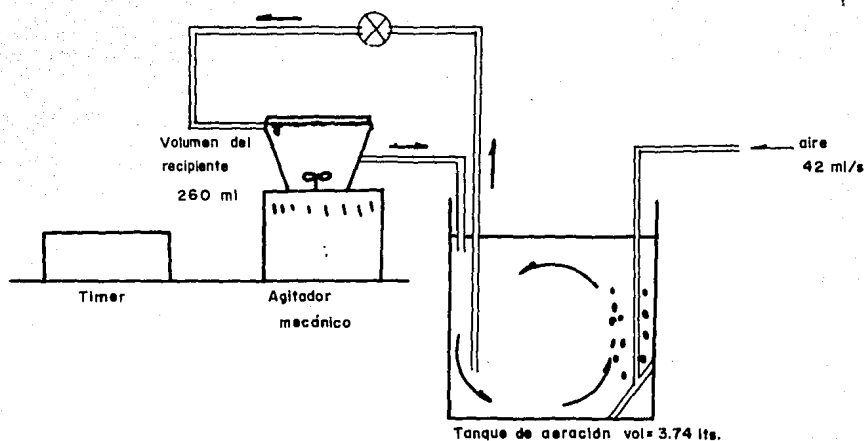


Fig. 2.13 Esquema de la unidad de lodos activados



Nota: La unidad de control es similar excepto que la bomba y el agitador mecánico son omitidas

Fig.2.14 Diagrama de la unidad experimental
Droste y Bewtra (ref.2.15),1978

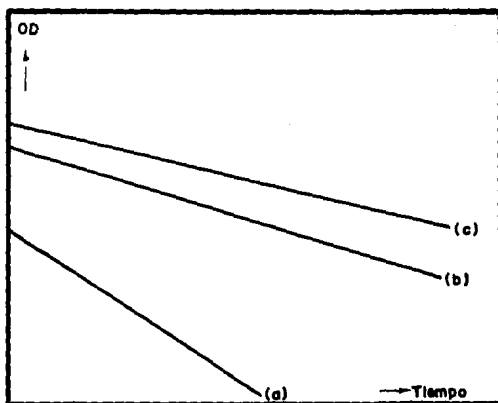


Fig.2.15 Ejemplos de estudios de abatimiento de oxígeno.

- a) curva de abatimiento de oxígeno después de la adición de un desecho condy ($F/M=0.3$, $SSVLM=2000$ mg/l)
- b) tasa endógena de lodos activados ($SSVLM=2000$ mg/l)
- c) curva de abatimiento de oxígeno después de la adición de desecho de nitrobenzeno ($F/M=0.3$, $SSLM=2000$ mg/l)

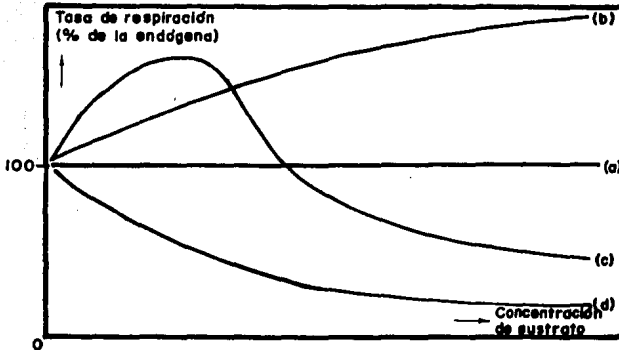


Fig.2.16 Curvas típicas obtenidas de estudios de desechos

- a) ningún efecto en la tasa endógena, el desecho no es degradado pero tampoco es tóxico.
- b) fácilmente degradado.
- c) desecho de nitrobenzono degradado a bajas concentraciones, tóxico a altas concentraciones.
- d) licor fénico patrón, tóxico a todos los niveles probados

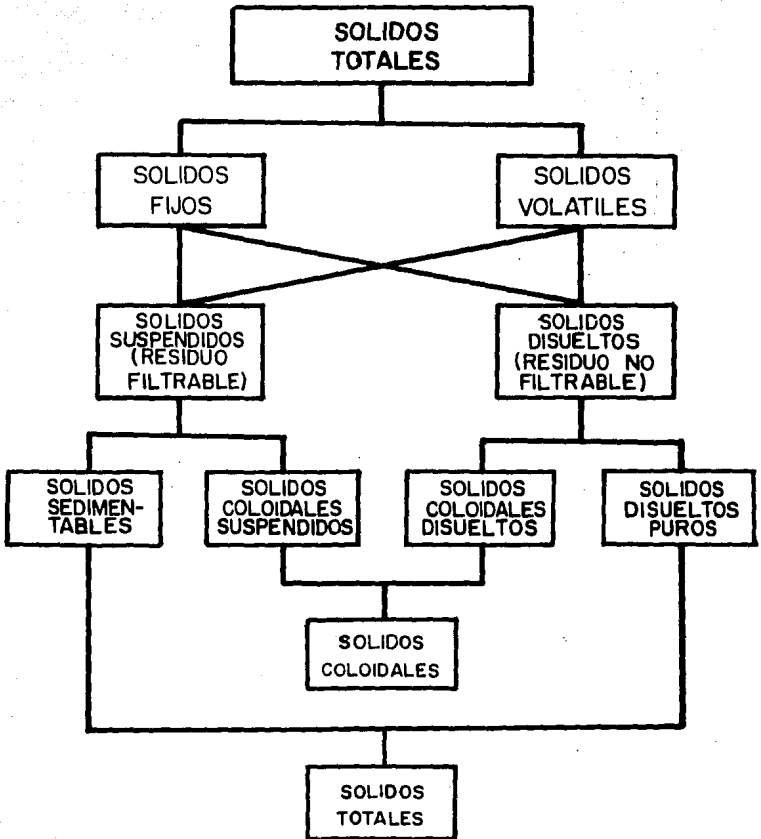
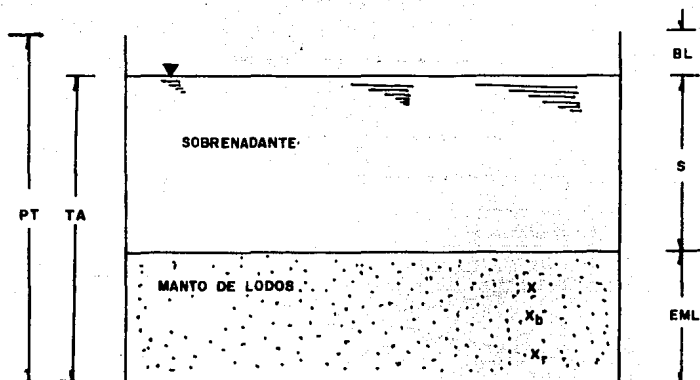


Fig.2.17 Clasificación de sólidos



- | | |
|----------------|--|
| TA | Tirante de agua |
| S | Sobranete |
| EML | Espesor del Manto de Lodos |
| PT | Profundidad Total |
| BL | Borde Libre |
| X | Concentración de lodos del tanque de clarificación |
| X _b | Concentración media de lodos |
| X _r | Concentración del lodo de retorno |

Fig. 2.18 Esquema de un clarificador

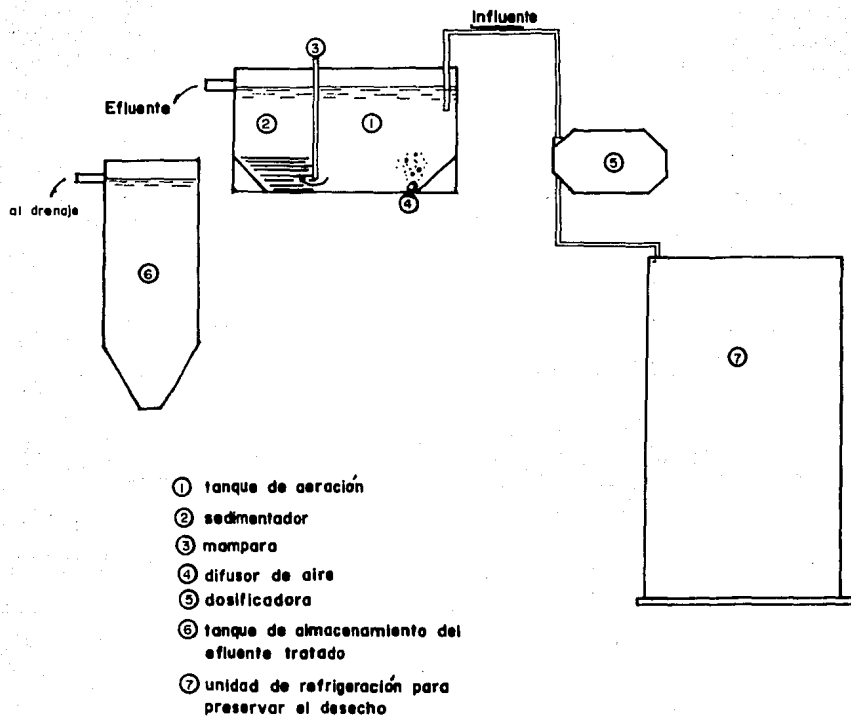


Fig.2.19 Diagrama de la planta piloto de lodos activados

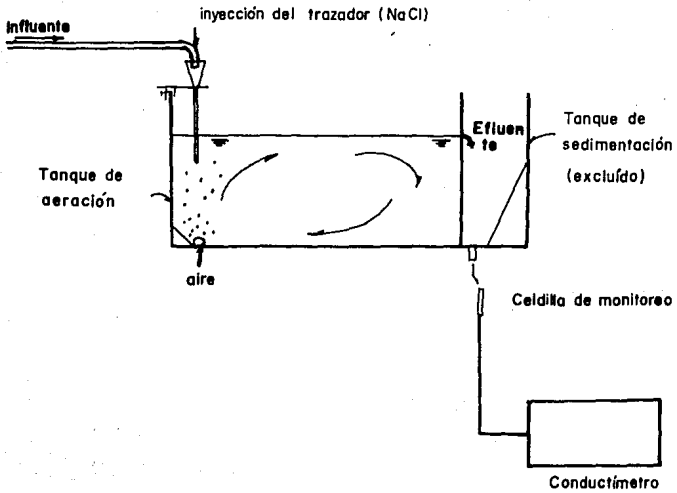
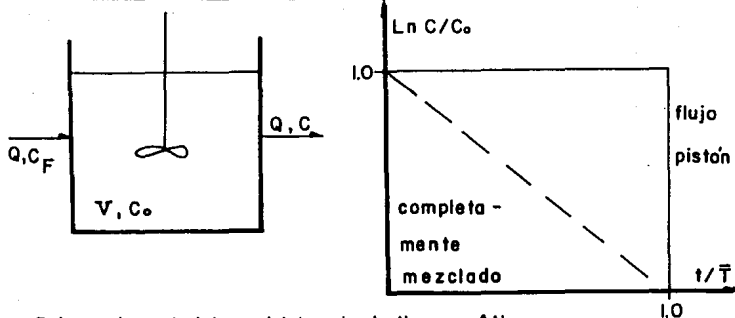


Fig 2.20 Arreglo del sistema para las pruebas con trazadores.



Balace de material en el intervalo de tiempo Δt :

$$QC_F \Delta t - QC \Delta t = VC_{t+\Delta t} - VC$$

$$\text{para : } C_F = 0 \Rightarrow dc/dt + QC/V = 0$$

$$\text{a : } t=0, C=0 \Rightarrow C/C_0 = \exp(-Qt/V)$$

$$\text{si : } Q/V = 1/\bar{T} \Rightarrow C/C_0 = \exp(-t/\bar{T})$$

Nomenclatura usada en las figuras 3.1 y 3.2

a fracción del tanque completamente mezclado al volumen total

b fracción del gasto influente que llega a la zona de completo mezclado

C concentración del trazador a la salida.

C_F concentración de transición a la entrada, $t \geq 0$

C_0 concentración del trazador en condiciones de flujo estacionario a la entrada, $t < 0$

C' concentración del trazador que sale de la zona de mezclado completo

d fracción del gasto influente que llega a la zona de flujo pistón

Q gasto del influente al sistema

t tiempo.

V volumen total del tanque de aeración

Fig. 3.1 Análisis hidráulico de un sistema completamente mezclado.

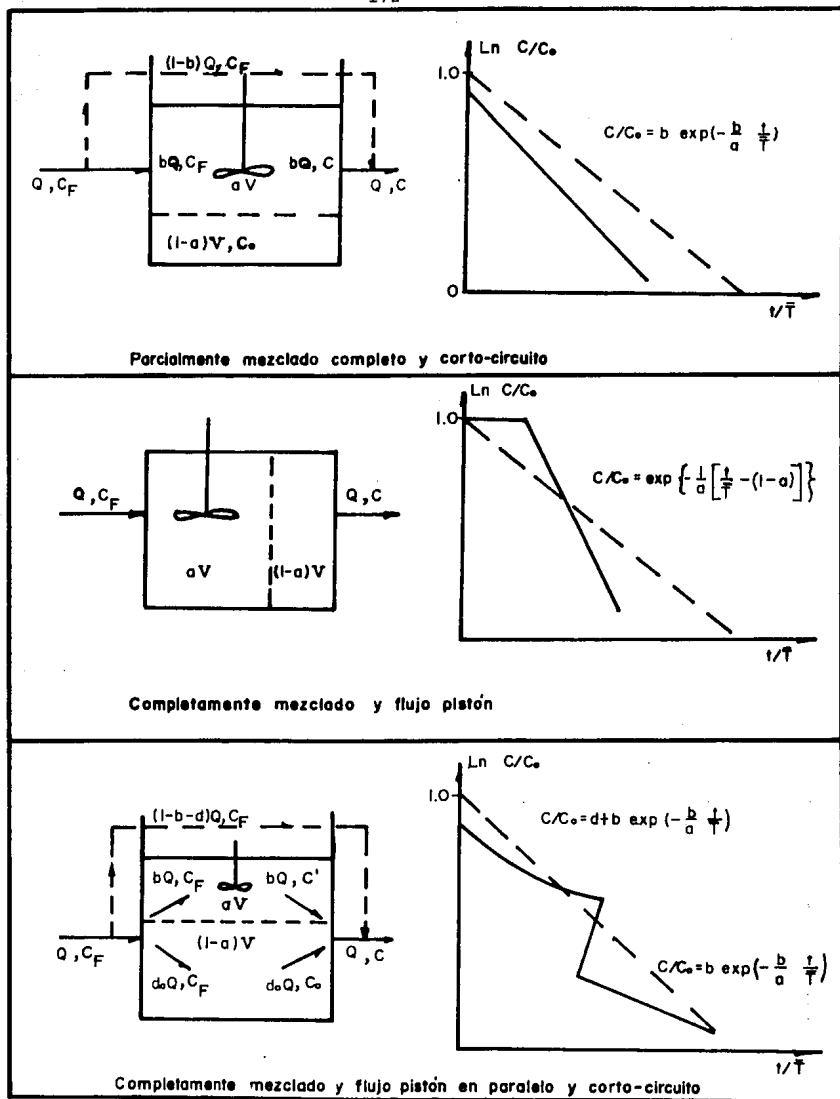


Fig.3.2 Análisis hidráulico de otras configuraciones de mezclado.

- D-1 Descarga No 1
- D-2 Descarga No 2
- D-3 Descarga No 3
- E,F Escuelas y Facultades
- C,I Centros e Institutos de Investigación
- M,A Museos y Auditorios
- D Actividades Deportivas
- S,SC Servicios Generales y Sociales

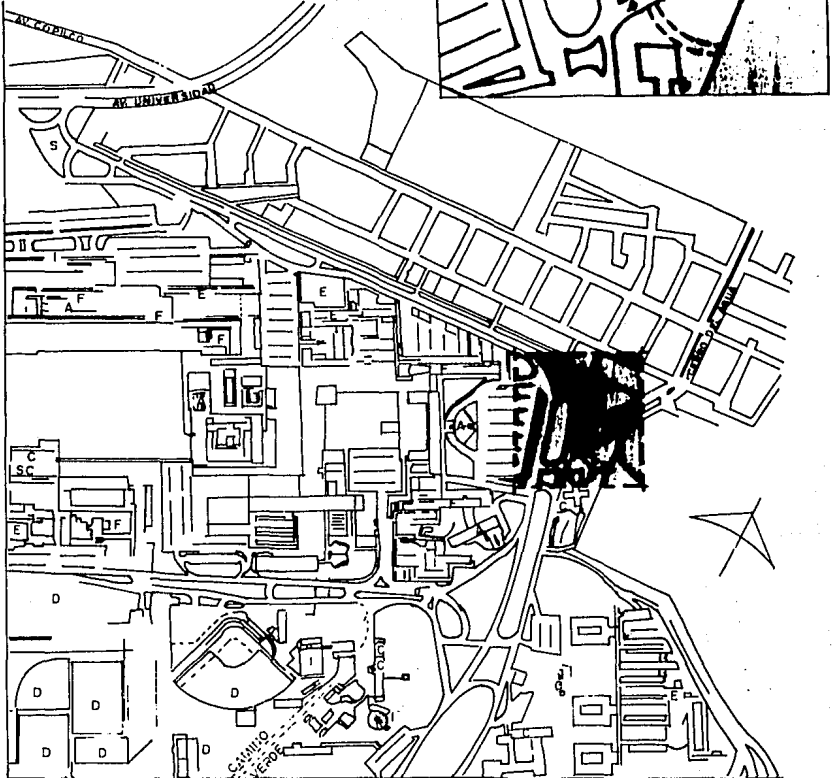
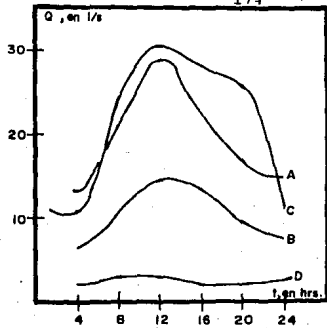
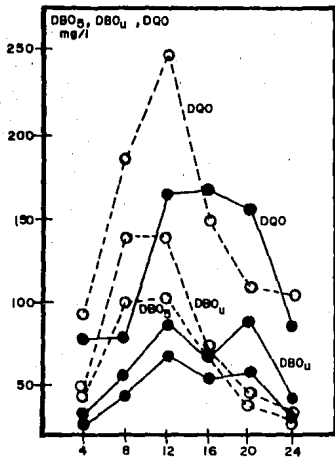


Fig.41 Localización de la planta de tratamiento



No. descarga	Muestreo	Simbología
1	1	A
1	2	B
2	3	C
3	4	D



No. Descarga	Muestreo	Simbología
1 y 2	4 y 5	●—●
3	4	○---○

Fig 4.2 Variación del gasto y calidad del agua residual

de C.U. analisis por descarga

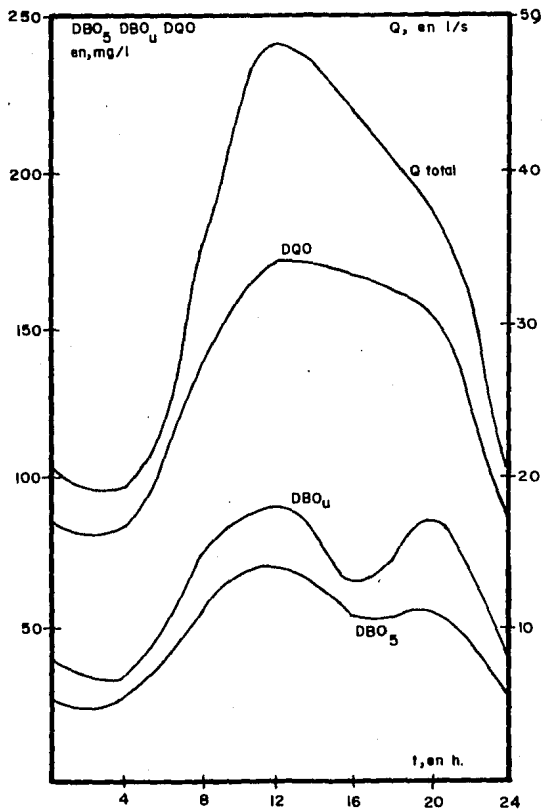


Fig 4.3 Variación de gasto y calidad del agua residual de C.U. Análisis global.

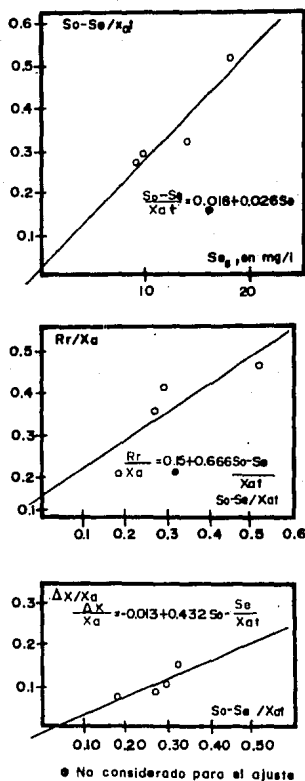


Fig4.4 Curvas de mejor ajuste para la obtención de parámetros de diseño

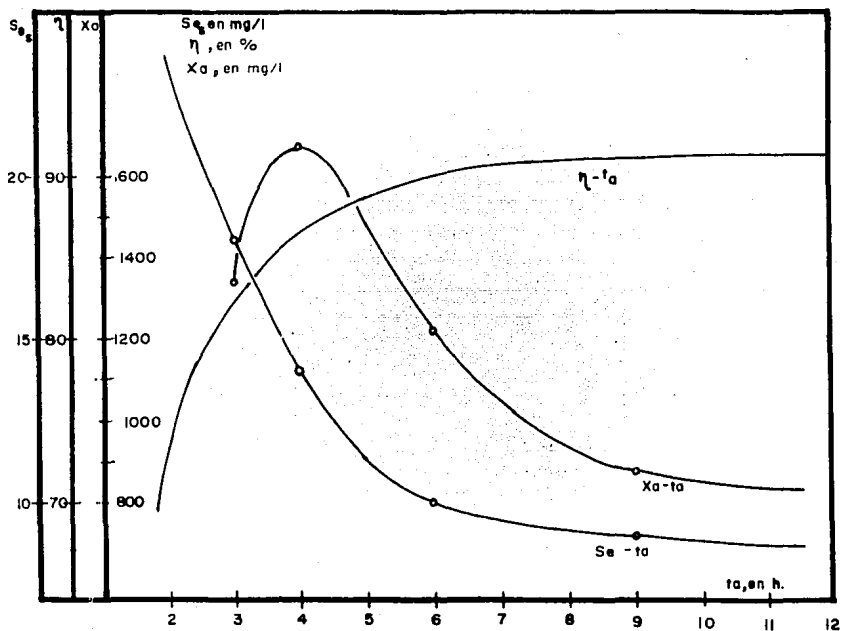
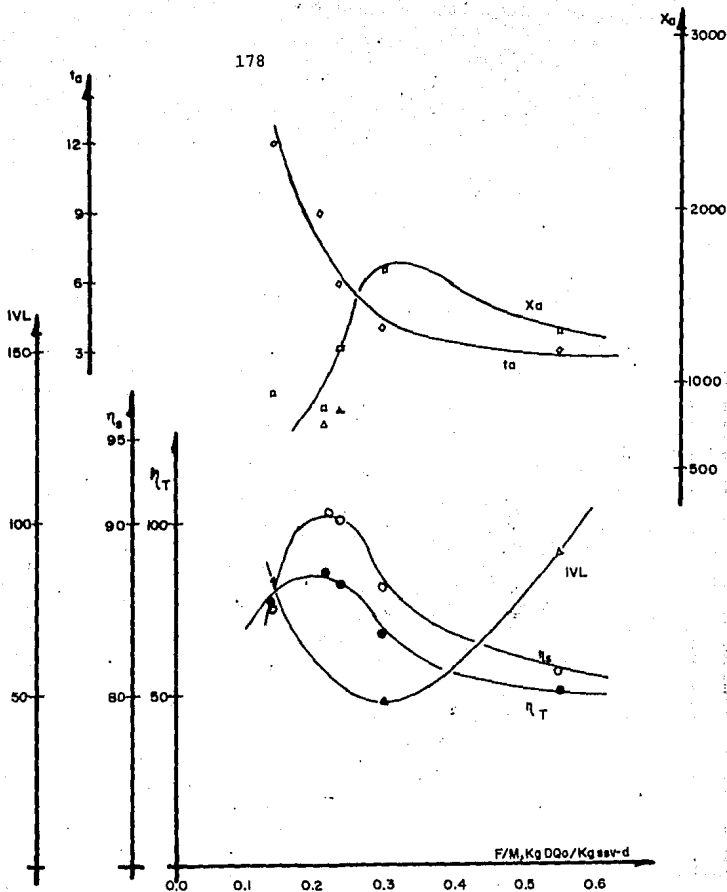
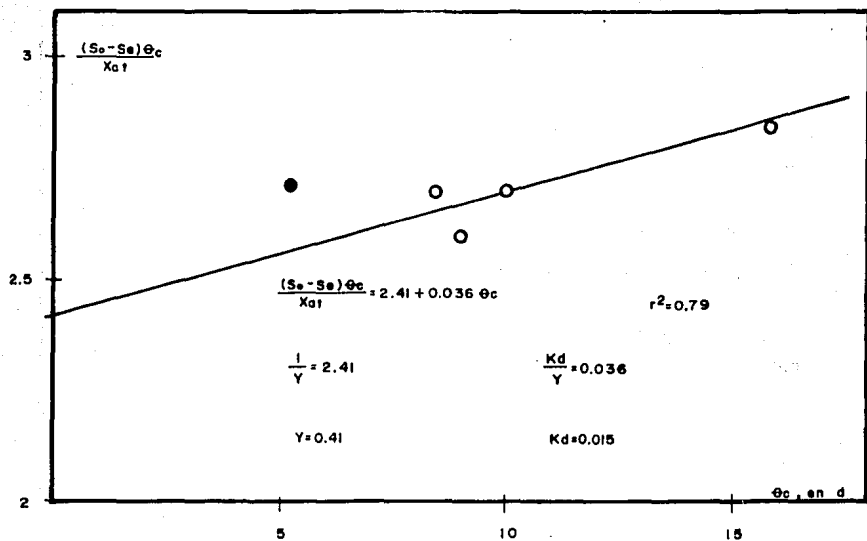


Fig.4.5 Parámetros de respuesta al tiempo de retención hidráulico.



η_s , en términos de DQO	○
η_T , en términos de DQO	●
IVL, en ml/g	△
X_a , en mg/l	□
t_a , en h	◇

Fig.4.6 Parámetros de respuesta a la carga orgánica



● No considerado para el ajuste

Fig.4.8 Obtención de constantes Modelo de Lawrence y McCarty

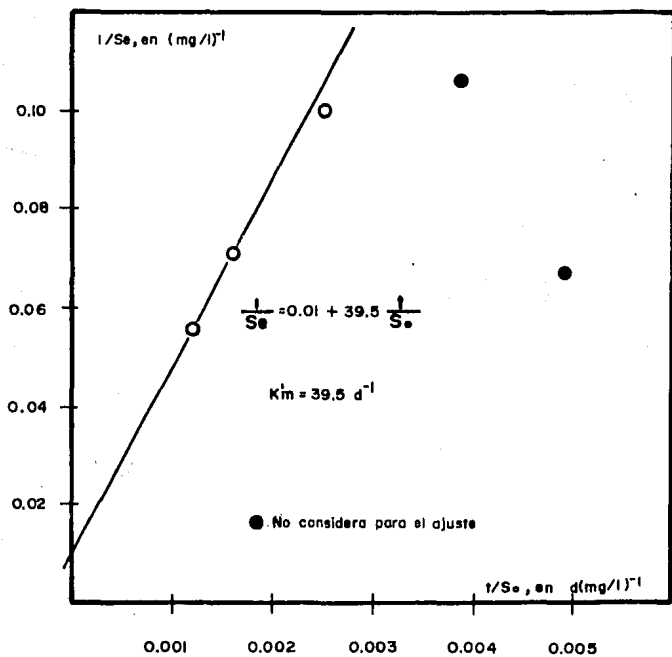


Fig.4.7 Curva de mejor ajuste Modelo matemático de Mc Kinney

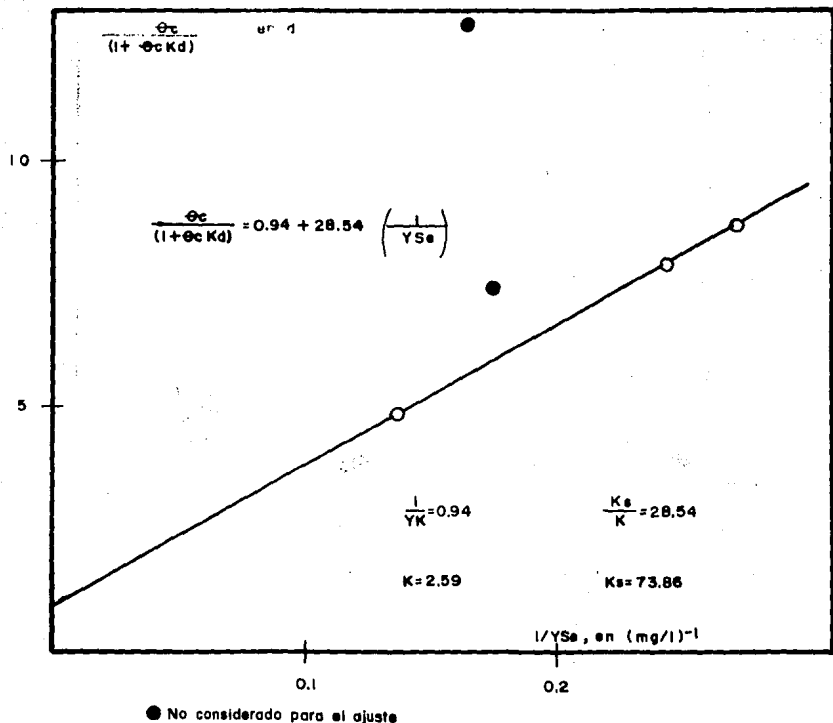


Fig.4.9 Ajuste de datos experimentales al modelo matemático de Lawrence y McCarty

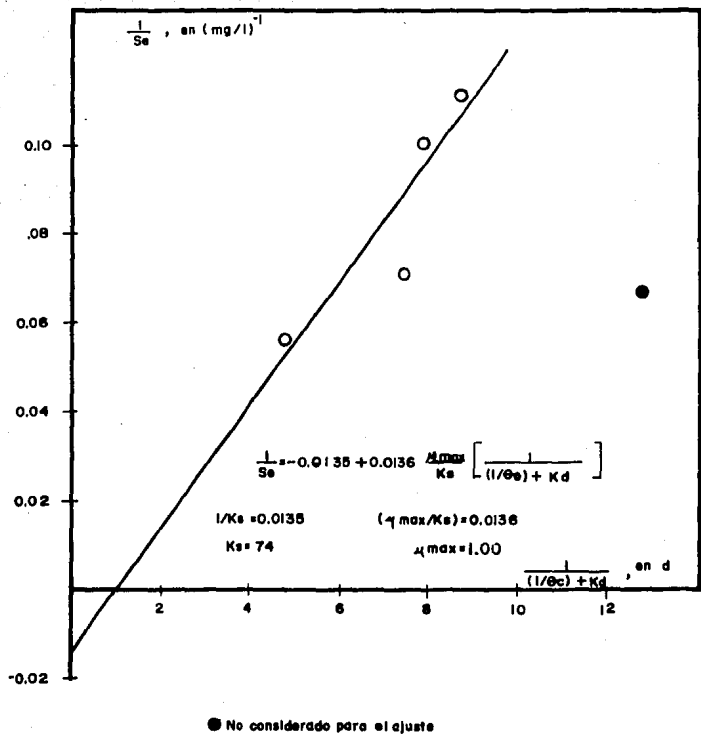


Fig.4.10 Ajuste de datos experimentales al modelo matemático de Gaudy

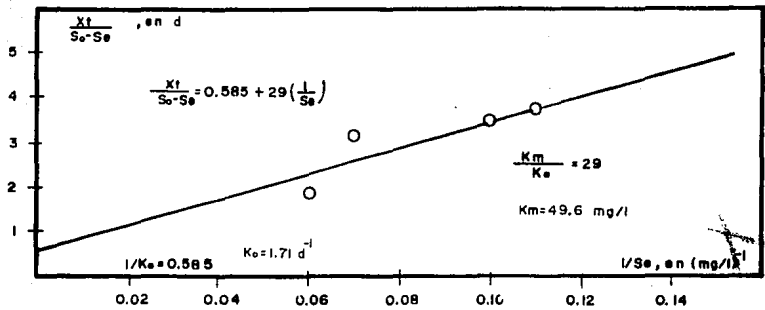


Fig.4.11 Ajuste de datos experimentales al modelo matemático de Monod.

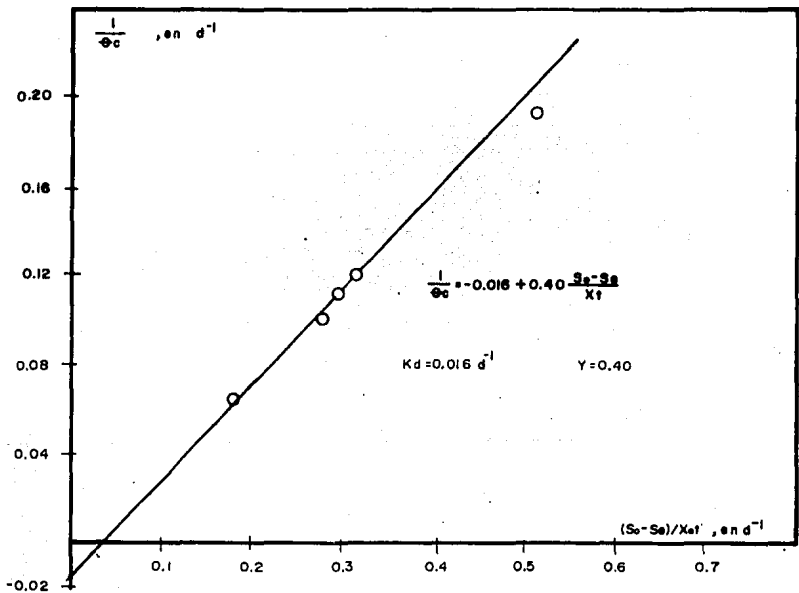


Fig.4.12 Ajuste de datos experimentales al modelo matemático de Monod

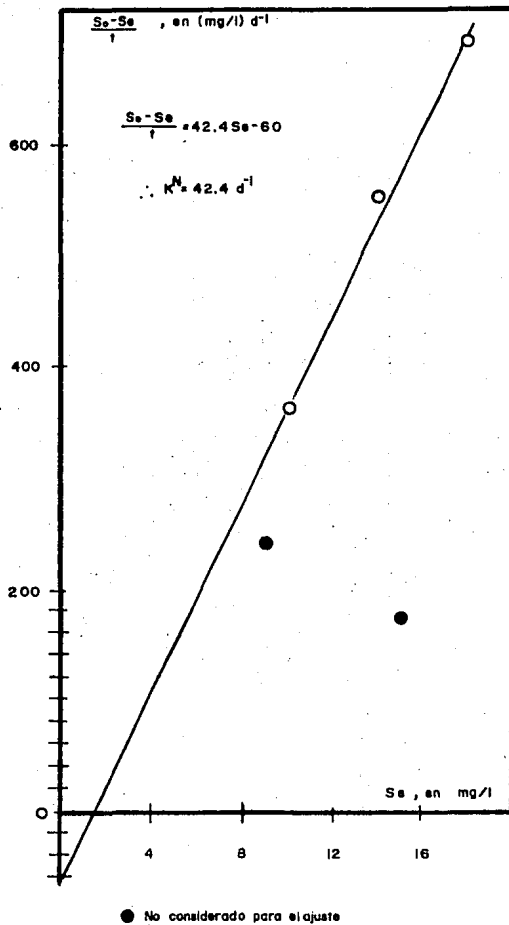


Fig.4.13 Ajuste de datos experimentales al modelo hidráulico de Grieves y Col.

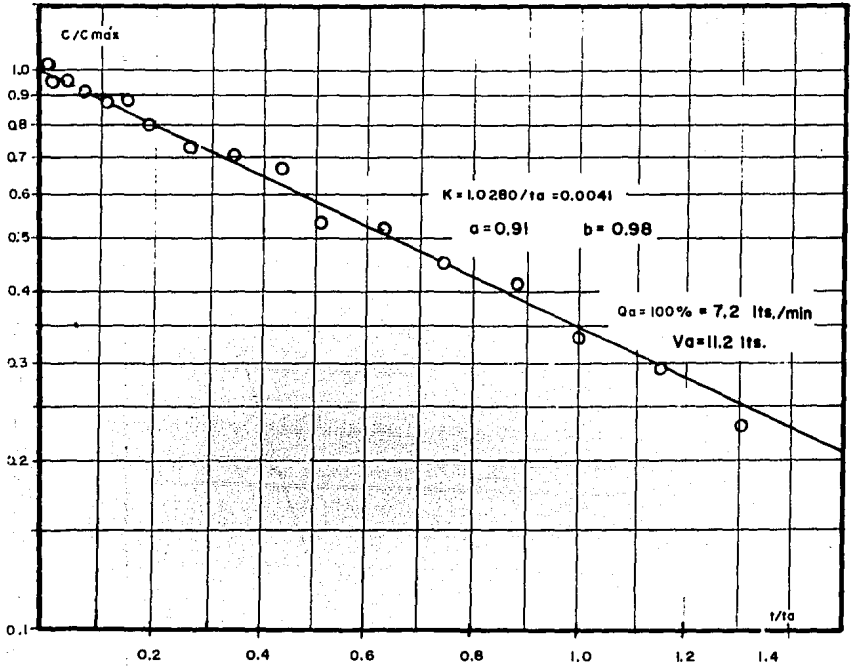


Fig.4.14 Ajuste de datos experimentales. Prueba con trazadores

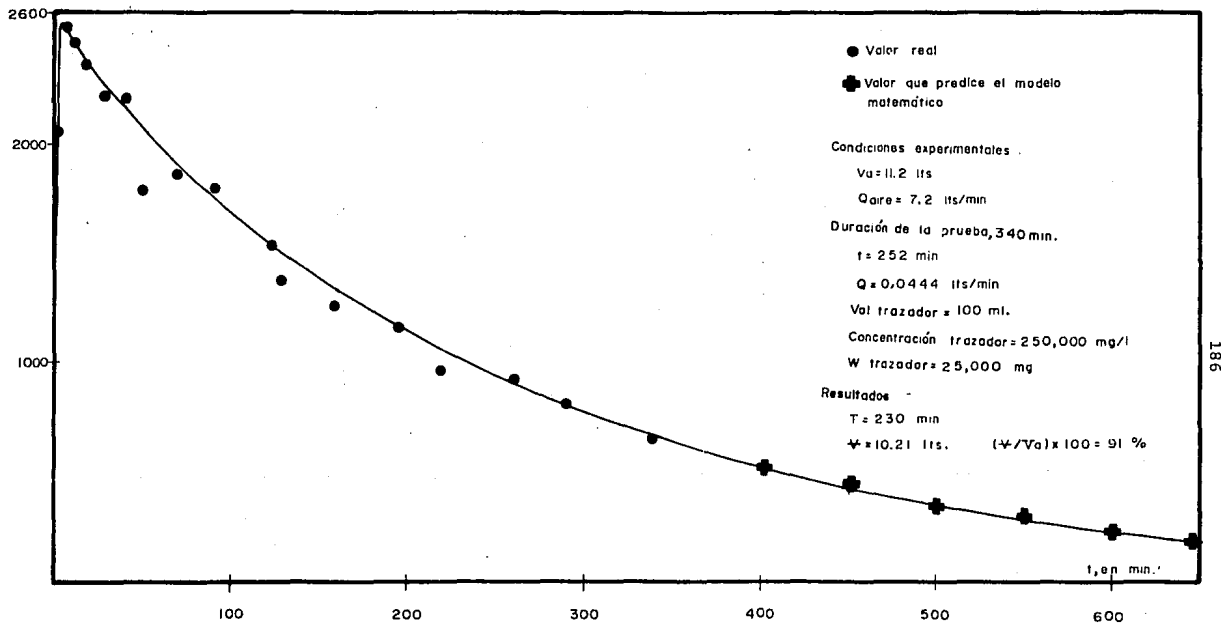


Fig.4.15 Resultados de la prueba con trazadores

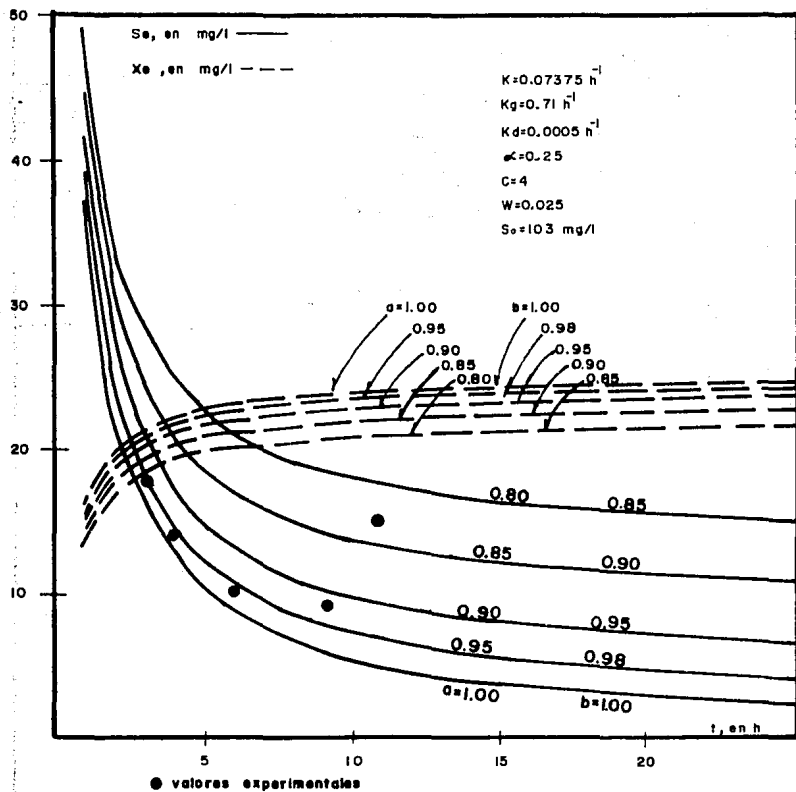


Fig.4.16—Completamente mezclado con recirculación ($\alpha=1.00$ y $\beta=1.00$) ecuación 3.9
 Parcial completamente mezclado y corto circuito con recirculación ($\alpha \neq 1.00$ y $\beta \neq 1.00$)
 ecuación 3.10

Condiciones de laboratorio

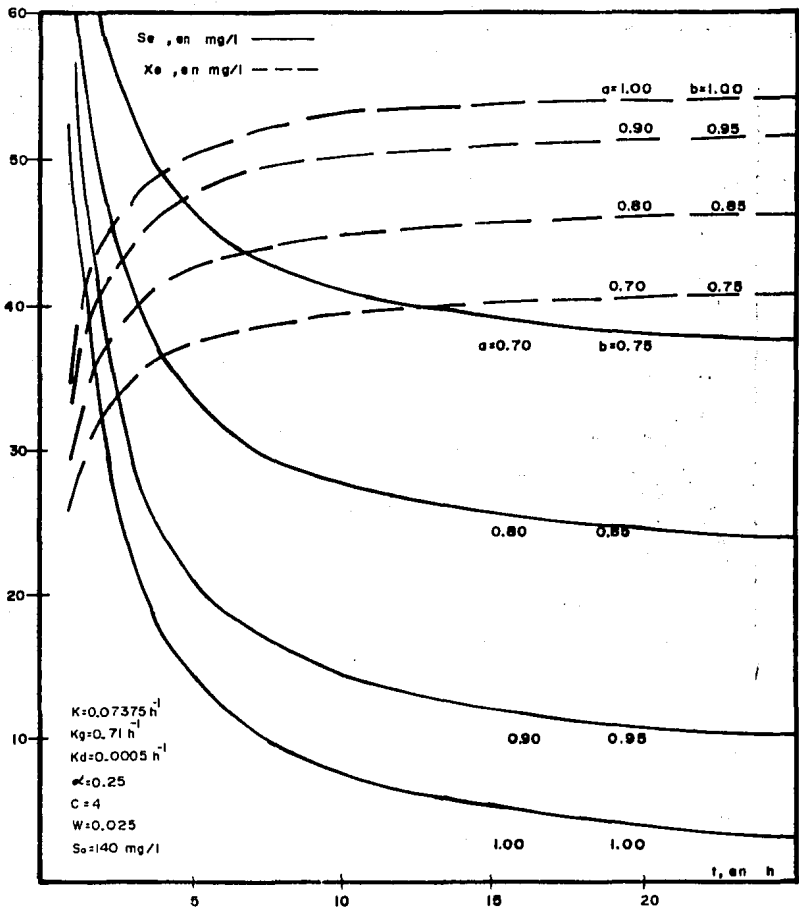


Fig.4.17 Completamente mezclado sin recirculación de lodos ($a=1.00$ y $b=1.00$), ecuación 3.7, parcialmente mezclado y corto circuito sin recirculación de lodos ($a \neq 1.00$ y $b \neq 1.00$), ecuación 3.8

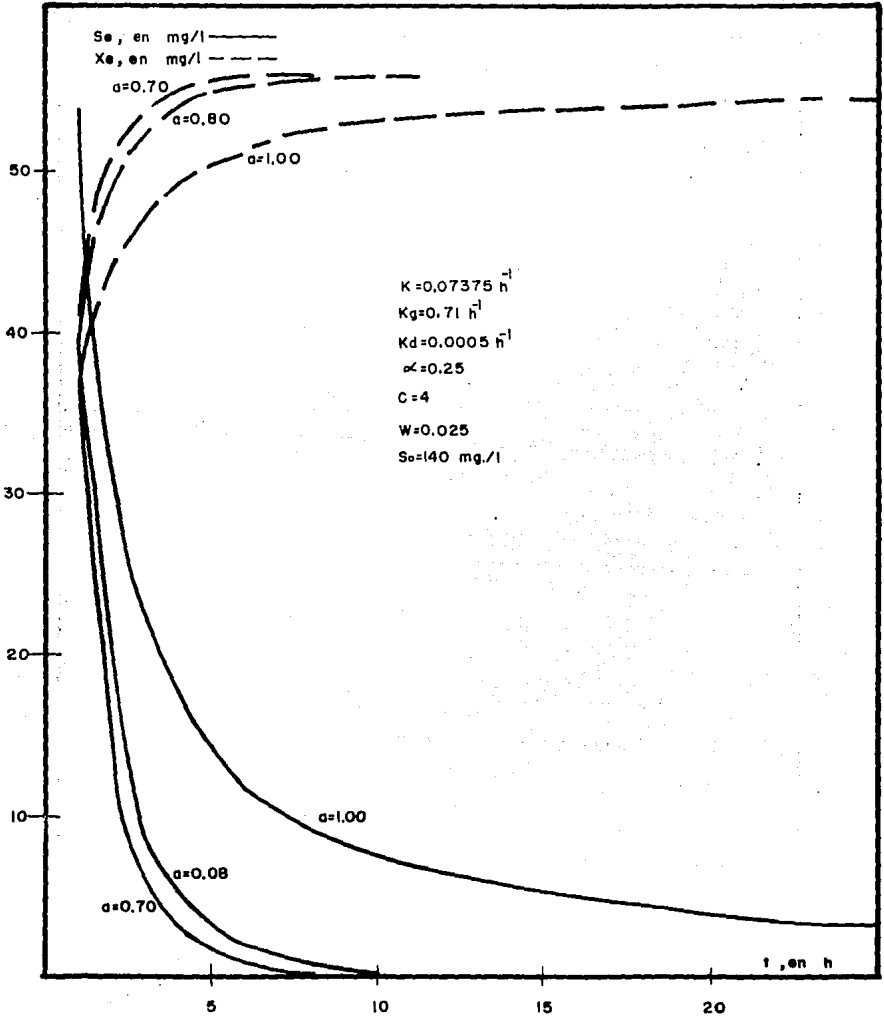


Fig.4.1B Completamente mezclado → flujo pistón ecuación 3.9

para $\alpha=1.00$ sin flujo de pistón
 $\alpha \neq 1.00$ con flujo de pistón

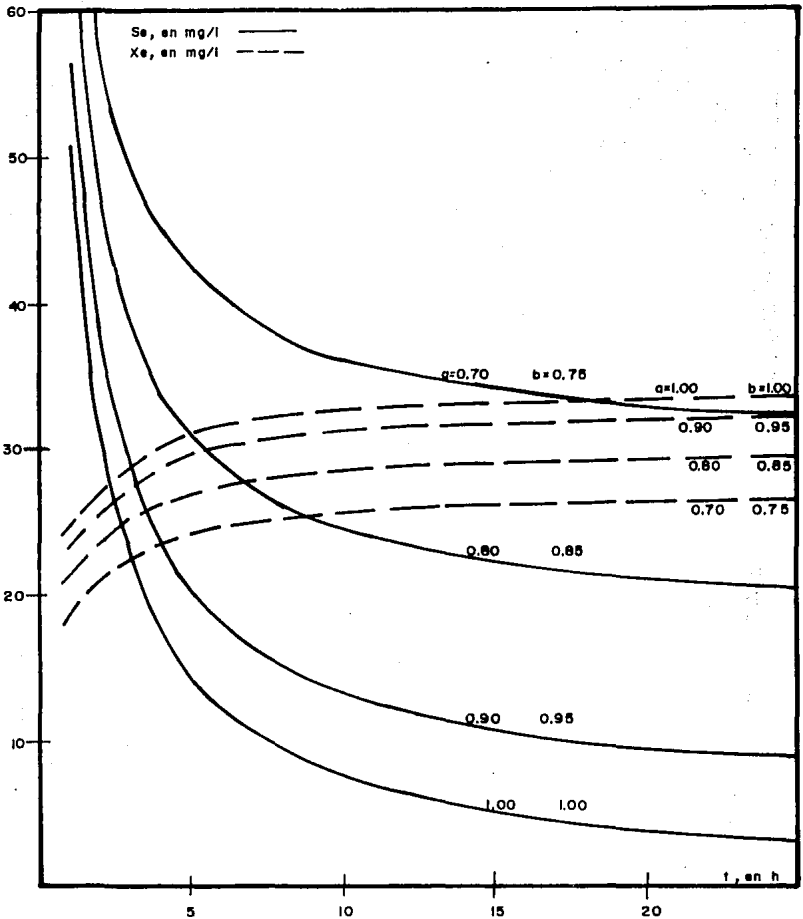


Fig.4.19 Completamente mezclado con recirculación de lodos ($a=1.00$ y $b=1.00$), ecuación 3.10 parcialmente completamente mezclado y corto circuito con recirculación de lodos ($a \neq 1.00$ y $b \neq 1.00$) ecuación 3.11

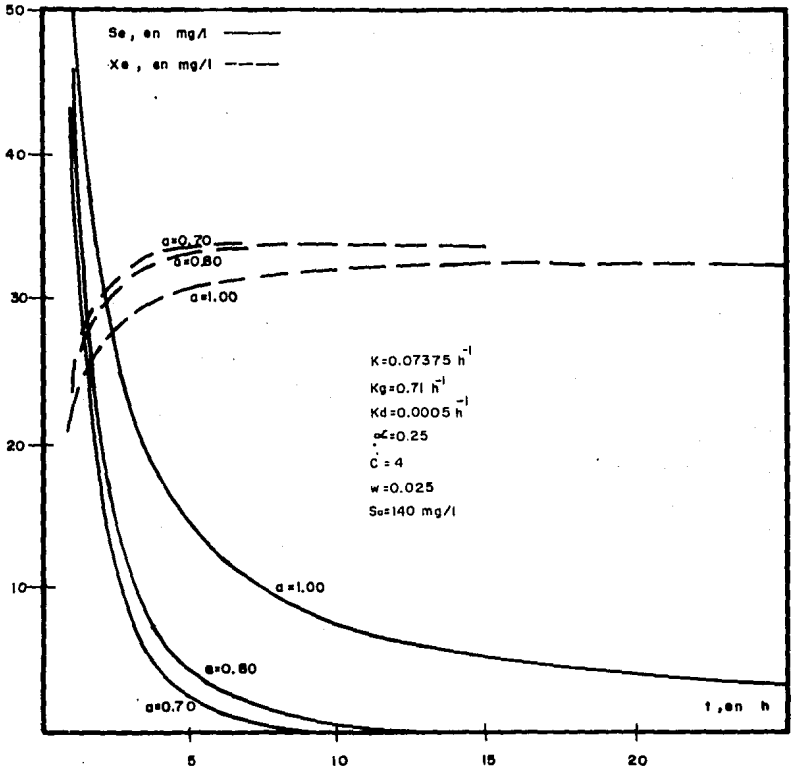


Fig.4.20 Flujo pistón precedido o seguido por completamente mezclado, con recirculación, ecuación 3.13

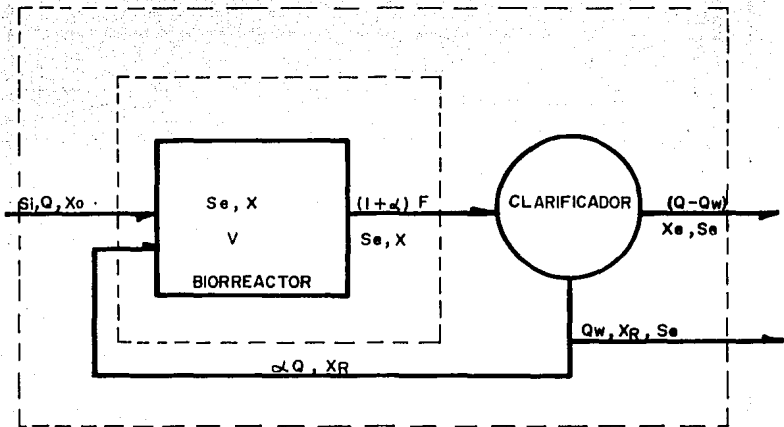


Fig.5.1 Diagrama de flujo, proceso de lodos activados mostrando notación fronteras para los balances de masa.