

28  
2ej



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**DESARROLLO DE UN DISPOSITIVO EXPERIMENTAL  
PARA TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

**INGENIERO QUÍMICO**

P R E S E N T A:

**ARMANDO CRUZ TORRES**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

MEXICO, D. F.

1993



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

## INDICE GENERAL

CAPITULO 1 .....	1
INTRODUCCIÓN .....	1
PROBLEMATICA .....	1
OBJETIVO:.....	2
CAPITULO 2 .....	3
DESCRIPCION BASICA DEL PROCESO	
2.1 Factores Esenciales.....	3
2.2 Variaciones del Proceso.....	3
Etapas Esenciales del Proceso de Lodos Activados .....	4
Figura 1 .....	4
Proceso Convencional de Lodos Activados .....	7
Figura 2 .....	7
Proceso de Lodos Activados de Alta Capacidad Aeración Modificada	
Figura 3 .....	8
Proceso de Contacto-Estabilización, Adsorción Rápida o Aeración de Lodos .....	9
Figura 4 .....	9
Proceso de Aeración Prolongada .....	10
Figura 5 .....	10
Esquemas de Lodos Activados a Mezcla Completa .....	11
Figura 6 .....	11
Esquemas de Lodos Activados con Flujo a Pistón .....	12
Figura 7 .....	12
Esquema del Proceso de Aeración Prolongada en Reactor de Flujo Orbital	
Figura 8 .....	13
Esquemas de Procesos Patentados de Lodo .....	14
Figura 9 .....	14
2.3 Lodos Activados-Convencional .....	15
2.3.1 Lodos activados con adición escalonada .....	15
2.3.2 Proceso con estabilización de lodo y contacto .....	15
2.3.3 Lodos activados a mezcla completa .....	16
2.3.4 Aeración de alta tasa .....	18
2.3.5 Aeración prolongada .....	18
CAPITULO 3 .....	19
Modelos de Diseños (Estudios de Tratabilidad a Nivel de Laboratorio) .....	19
3.1 Los objetivos propuestos en el desarrollo (de este trabajo) .....	19
3.2 Estudios de tratabilidad a nivel de laboratorio .....	19
3.2.1. La investigación en planta piloto tiene dos propósitos: .....	20
3.3 Aplicación de la experimentación a nivel de laboratorio (en trabajos de investigación aplicada) .....	21
3.3.1. Diseño de la Planta Piloto .....	24
3.4. Gráficas Características del Comportamiento del Lodo Biológico .....	28
Modelo de Crecimiento Microbiano .....	28
Curvas Típicas Obtenidas de Estudios de Desechos .....	29
Gráfica de Evaluación (SSVLMVST) .....	30
Proporción y Clase de Microorganismos Dependientes de la Calidad de Lodo .....	31

<b>CAPITULO 4</b> .....	<b>32</b>
<b>Desarrollo de un Dispositivo Experimental para Realizar Pruebas de Tratabilidad Con Aguas Residuales</b> .....	<b>32</b>
4.1 Desarrollo de un dispositivo Experimental y Diseño del Dispositivo .....	32
4.2 Selección del dispositivo experimental .....	32
4.3 Los criterios que se consideraron para la selección del Dispositivo Experimental .....	33
4.4 Descripción del dispositivo experimental .....	34
4.5 Descripción de las unidades del sistema .....	34
4.6 Dimensionamiento de unidades .....	35
4.7 Equipo Auxiliar .....	40
4.8 Operación .....	41
4.8.1. El dispositivo experimental consta de 3 sistemas .....	41
Tabla 1 .....	42
Análisis de la Condiciones que Presentan Diversos Dispositivos Experimentales .....	42
Tabla 2 .....	43
Características Hidráulicas de los Sedimentadores Primario y Secundario .....	43
Tabla 3 .....	44
Características Hidráulicas del Tanque de Aeración .....	44
<b>CAPITULO 5</b> .....	<b>45</b>
<b>PARTE EXPERIMENTAL DEL TRABAJO, DESARROLLO EXPERIMENTAL EN LA PLANTA "CERRO DE LA ESTRELLA".</b>	
5.1 Desarrollo Del Experimento En La Planta "Cerro de la Estrella" .....	45
5.2 Diseño del Dispositivo Experimental "Cerro de la Estrella" .....	45
5.3 Evaluación de la Planta Prototipo .....	45
5.5 Metodología del diseño experimental .....	46
5.6 Adaptación del Espumador, e Instalación del Dispositivo .....	46
5.7 Condiciones Experimentales del Espumador .....	47
5.8 Programa de Muestreo .....	47
5.9 Condiciones de Arranque del Proceso de Lodos Activados. ....	49
Memoria de Cálculo .....	49
5.10 Control del Proceso en Estado Estable .....	51
5.11 Procesamiento de la Información .....	51
5.12. Evaluación del Espumador .....	52
5.13 Condiciones de Arranque de Proceso para los Dispositivos de Tratamiento "Cerro De La Estrella" sin Espumador, con Espumador .....	53
5.14 Constantes Cinéticas .....	56
5.15 Resultados y Eficiencias del Espumador .....	57
5.16 Diseño del Tanque de Aeración .....	69
5.17 Memoria de Cálculo para Diseño .....	70
5.17.1 Tasa aproximada de recirculación .....	70
5.17.2. Concentración de DQO y SSV en la mezcla de agua .....	70
5.17.3 Gasto de entrada al reactor .....	70
5.18 Cálculo de temperatura del agua cruda .....	70
5.18.1 Masa removida .....	70
5.18.2 Estimación preliminar de potencia .....	70

5.19 Efectos de la temperatura del agua sobre las Constantes Cinéticas.....	71
5.19.1 Tiempo de retención hidráulico.....	71
5.19.2 Cálculo de relación F/M (en base a DQO sol.).....	71
5.19.3 Cálculo de DQO en el efluente respecto.....	72
5.19.4 Cálculo del volumen del reactor.....	72
5.19.5 Requerimiento de oxígeno.....	72
5.19.6 Crecimiento de biomasa.....	72
5.19.7 Cálculo de la tasa de recirculación.....	73
5.19.8 Determinación de caudales.....	73
5.19.9 Balance del material para solidos no Volátiles.....	74
5.20.0 Carga de solidos (SSV) en la purga.....	74
5.20.1 Cálculo del tiempo de retención celular.....	75
5.20.2 Requerimiento de oxígeno para energía.....	75
5.20.3 Requerimiento de potencia.....	75
5.20.4 Dimensionamiento del tanque.....	77
5.16' Diseño del Tanque de Aeración con Espumación.....	77
5.17' Memoria de Cálculo para Diseño.....	78
5.17.1' Tasa aproximada de recirculación.....	78
5.17.2' Concentración de DQO y SSV en la mezcla de agua.....	78
5.17.3' Gasto de entrada al reactor.....	78
5.18 Cálculo de temperatura del agua cruda.....	79
5.18.1 Masa removida.....	79
5.18.2. Estimación preliminar de potencia.....	79
5.19 Efectos de la temperatura del agua sobre las Constantes Cinéticas.....	79
5.19.2 Cálculo de relación F/M (en base a DQO sol.).....	80
5.19.5 Requerimiento de oxígeno.....	80
5.19.6 Crecimiento de biomasa.....	81
5.19.8' Determinación de caudales.....	82
5.19.9' Balance del material para solidos.....	82
5.20.0' Carga de solidos (SSV) en la purga.....	83
5.20.1' Cálculo del tiempo de retención celular.....	83
5.20.2' Requerimiento de oxígeno para energía.....	84
5.20.3' Requerimiento de potencia.....	84
5.20.4' Dimensionamiento del tanque.....	85
<b>CAPITULO 6</b> .....	<b>87</b>
<b>DISCUSION DE RESULTADOS</b>	
6.1 Estudio de Tratabilidad a Nivel de Laboratorio.....	87
6.2 Modelo de Mezclado para Lodos Activados.....	87
6.3 Estudio de Tratabilidad de las Aguas Residuales Generadas En Cerro De La Estrella.....	88
<b>CAPITULO 7</b> .....	<b>89</b>
7.1 Recomendaciones:.....	89
7.2 Conclusiones.....	90
<b>CAPITULO 8</b> .....	<b>91</b>
<b>GLOSARIO</b>	
<b>CAPITULO 9</b> .....	<b>96</b>
<b>REFERENCIAS</b>	

## INTRODUCCIÓN

### PROBLEMATICA

En México, el problema del suministro de agua está asociado al desarrollo de la planta productiva y al crecimiento vertiginoso de la población; en ambos casos, la demanda de líquido aumenta día con día y, consecuentemente, se incrementa la generación de aguas de desechos procedentes de los usos doméstico e industrial. La mayor parte de estas no recibe ningún tratamiento antes de ser vertidas a los cuerpos hidráulicos naturales, lo cual origina problemas de contaminación que son graves.

La mayoría de las fuentes de abastecimiento del país son de origen subterráneo. Por ejemplo, en los estados de la zona centro-norte hay gran cantidad de fuentes subterráneas, muchas de las cuales están sobreexplotadas. La sobreexplotación media anual va desde 0.5 hasta 900 millones de  $m^3$ , con un promedio aproximado de 106 millones de  $m^3$  al año (CPNH, 1981). A pesar de representar una opción de abastecimiento de agua, la explotación de fuentes subterráneas es sumamente costosa, ofrece dificultades técnicas y en algunos casos, como el del DF, es perjudicial; por ello, se recurre con urgencia a fuentes superficiales. En el valle de México, la sobreexplotación de fuentes subterráneas (aproximadamente 500 millones de  $m^3$ /año;) ha obligado a desviar hacia la cuenca recursos de los ríos Lerma (10.7  $m^3/s$ ) y Cutzamala (4  $m^3/s$ ). Sin embargo, el déficit del líquido continúa a causa del aumento de la demanda por el acelerado crecimiento de la población y al desperdicio generado por esta.

La necesidad de satisfacer la demanda social y el esfuerzo enorme que debe realizarse para abastecer las ciudades principales del país, hacen indispensable el uso racional de los recursos hidráulicas. Se debe reducir al mínimo, y si es posible suprimir, el desperdicio de agua potable, el cual se lleva a cabo de diversas maneras, entre las que pueden señalarse las siguientes:

- Se utiliza un exceso de agua potable para transportar desechos resultantes de las actividades humanas domésticas (aproximadamente 150 l/hab/día), cuando se podría emplear solo el veinte por ciento de este valor (Iama, 1986).
- Se usa agua potable para regar extensas áreas verdes en ciudades y zonas aledañas a las metrópolis; por ejemplo: en Chalco, Texcoco, Chincocuac, Zumpango, Cuautitlán y Lechería, se efectúa el riego agrícola con agua obtenida directamente de los pozos (Iama, 1986).
- Se emplea agua potable en procesos de producción que podrían funcionar con aguas residuales tratadas.

Si se aprovecharan las aguas de desechos mediante tratamientos adecuados, se reducirían notablemente los problemas de contaminación e insuficiencia y se obtendrían beneficios de tipo económico. La reutilización de las aguas residuales contribuyen a eliminar los problemas señalados; en algunos casos, solo se requiere un tratamiento parcial como el que proporciona un sistema biológico para tratar aguas de desechos.

El proceso de lodos activados es una opción para obtener agua reutilizable a partir de aguas residuales. Se puede emplear tanto para la eliminación de la demanda bioquímica de oxígeno y del nitrógeno amoniacal como para la desnitrificación de efluentes nitrificados. Como alternativa de tratamiento secundario, el uso de este proceso se ha incrementado considerablemente desde su aparición a nivel internacional en los años sesenta, debido a su efectividad y versatilidad para tratar aguas residuales.

#### **OBJETIVO:**

- \* Construcción de un dispositivo experimental para realizar pruebas de tratabilidad con las aguas residuales del tipo que se genera en el país.
- \* Integración de un manual para el conocimiento básico de los diferentes procesos de tratamiento de agua residual en sus diferentes tipos.

#### **METAS PROPUESTAS:**

- \* Selección del dispositivo para la experimentación a través de una investigación bibliográfica.
- \* Investigación de los materiales y equipos necesarios para su construcción.
- \* Construcción y puesta en marcha del dispositivo.

## CAPITULO 2

### DESCRIPCION BASICA DEL PROCESO

#### 2.1 Factores Esenciales

El proceso de oxidación biológica conocido como "lodos activados" descrito en su forma mas elemental, comprende la mezcla de agua residual (substrato, alimento) como una masa heterogénea de microorganismos (lodo activado), en condiciones aerobicas

En forma idealizada el proceso esta compuesto de 5 etapas esenciales, las cuales están indicadas en la Figura 1.

La primera etapa del contacto ocurre cuando el influente del proceso (agua residual cruda o sedimentada) es mezclada con el lodo recirculado del sedimentador secundario. Esto ocurre en el tanque de aeración conjuntamente con la segunda etapa de aeración en donde se mantiene la mezcla de agua residual y lodo que se llama "LICOR MEZCLADO" aerobio y en agitación por medio de la introducción de oxígeno, ya sea por difusión de aire comprimido o por aeración mecánica. Durante estas dos primeras etapas los microorganismos de lodos sintetizan en nuevas células la materia orgánica que trae el agua residual, produciéndose así la biodegradación de los compuestos solubles y coloidales. Además de síntesis se produce alguna destrucción de la biomasa por respiración endógena que resulta luego de que los microorganismos han absorbido los compuestos orgánicos mas fácilmente asimilables y comienzan a poner en solución su materia asimilada por ruptura de las células. La cantidad relativa de síntesis y respiración endógena depende del tipo de proceso y del tamaño relativo de estas dos primeras etapas. Esto será discutido mas adelante junto con las variaciones del proceso.

La siguiente etapa de clarificación consiste en separar el lodo del licor tratado para descargar el líquido clarificado como efluente del proceso. El subflujó del tanque de sedimentación es retornado al tanque de aeración en una cuarta etapa de recirculación y el exceso de sólidos producidos es retirado del sistema en una quinta etapa de disposición.

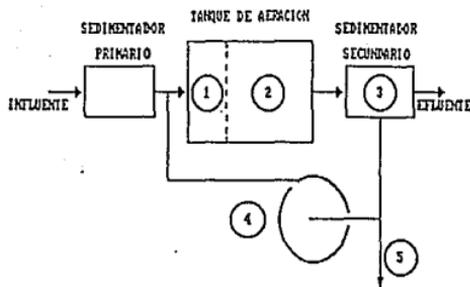
En cuanto al numero de procesos unitarios de tratamientos se encuentra que hay tres, de los cuales dos son esencialmente necesario; estos son la aeración y la sedimentación secundaria. La sedimentación primaria se incluye actualmente en el esquema de tratamiento convencional, aunque no es imprescindible, y en variaciones del proceso como las de "AERACIÓN PROLONGADA" y "ZANJAS DE OXIDACION".

#### 2.2 Variaciones del Proceso

La discusión que sigue es únicamente descriptiva de la forma, tamaño relativo de las unidades y unos pocos parámetros característicos, cuyos significados serán explicados mas adelante...

Figura 1

### ETAPAS ESENCIALES DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS



- 1 ETAPA DE CONTACTO, ADSORCION O FLOCULACION  
PONER EN CONTACTO EL AGUA RESIDUAL (CONFINA)  
Y EL LODO ACTIVADO (MICROORGANISMOS)
- 2 ETAPA DE AERACION:  
MANTENER AEROBICO Y EN SUSPENSION (MEZCLA)  
EL "LICOR MEZCLADO"
- 3 ETAPA DE SEPARACION:  
REMOVER EL LODO ACTIVADO DE AGUA RESIDUAL TRATADA
- 4 ETAPA DE RECIRCULACION:  
HACER RETORNAR EL LODO ACTIVADO AL EFLUENTE  
DEL TANQUE DE AERACION
- 5 ETAPA DE DISPOSICION:  
REMOVER EL EXCESO DE LODO ACTIVADO DEL SISTEMA

Existen una gran cantidad de variantes del procesos de lodos activados. Estas han sido agrupadas en este trabajo desde varios puntos de vista.

Desde el punto de vista del tamaño relativo de la unidad de aeración se encuentran cuatro variantes:

*El proceso convencional,  
el de alta capacidad,  
el de contacto-estabilización y  
el de aeración prolongada.*

Las características de tamaño de estos procesos han sido indicadas en las Figuras 2,3,4 y 5. En la Figura 4 se ha esquematizado el proceso de contacto-estabilización indicando dos tanques por separado. Cabe mencionar que aunque este arreglo ha sido usado, se puede emplear un solo tanque para las dos operaciones utilizando el final de este para la zona de contacto.

En las cuatro figuras indicadas se ha dibujado como alternativa opcional el uso del proceso de sedimentación primaria. En el caso de aeración prolongada Figura 5, es opcional la sedimentación final.

Desde el punto de vista del modelo flujo, en el tanque de aeración los procesos pueden subdividirse en esquema a mezcla completa y con flujo a pistón. En la Figura 6 se incluyen tres ejemplos de los primeros. Aunque las desventajas de estos esquemas se discuten en otro capítulo, cabe mencionar que los procesos a mezcla completa son mas insensibles a variaciones de carga orgánica y temperatura puesto que se mantiene el impacto de estas cargas amortiguado en el sistema debido a la mezcla instantánea

por la cual el abastecimiento y la demanda de oxígeno se mantiene al mismo nivel a lo largo del tanque.

En la Figura 7 se presentan tres esquemas de procesos con flujo a pistón este tipo de flujo simula un tanque largo en donde un infinitesimo de volumen viaja a lo largo del mismo, de comienzo a fin. En este proceso convencional se mantiene un solo punto de entrada del influente al comienzo del tanque, el abastecimiento de oxígeno es constante.

En el proceso de adición por pasos o adiciones escalonadas incluye varios puntos de entradas de agua residual con abastecimiento constante de oxígeno. El sistema de aeración gradual es una variante del proceso convencional con la introducción variable del aire, con mayor cantidad a la entrada del tanque en donde es mas necesario.

La Figura 8 indica una combinación de sistemas a mezcla completa y flujo a pistón en el proceso de zanjas de oxidación para instalaciones grandes, en donde se han incluido tres zonas de cada tipo. Este proceso puede operar como sistema convencional o con adición por pasos. Las concentraciones de oxígeno para ambos casos abastecimiento y demanda se indican en la misma figura.

Finalmente en la Figura 9 se presentan tres sistemas patentados de tratamientos: El PROCESO SIN ZIGERLY con la introducción de fibra de asbesto como elemento floculante y para dar mayor facilidad de separación a floculo. El PROCESO KRAUS que utiliza el sobrenadante del digestor y el propio lodo digerido como se indica, el PROCESO UNOX con oxigeno puro en lugar de ajre que fue originalmente estudiado en la década de los años cuarenta y que esta siendo promulgada por la COMPANIA LINDE que produce oxigeno como subsidiaria de Unión Carbide Co.

Figura 2

PROCESO CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVADOS

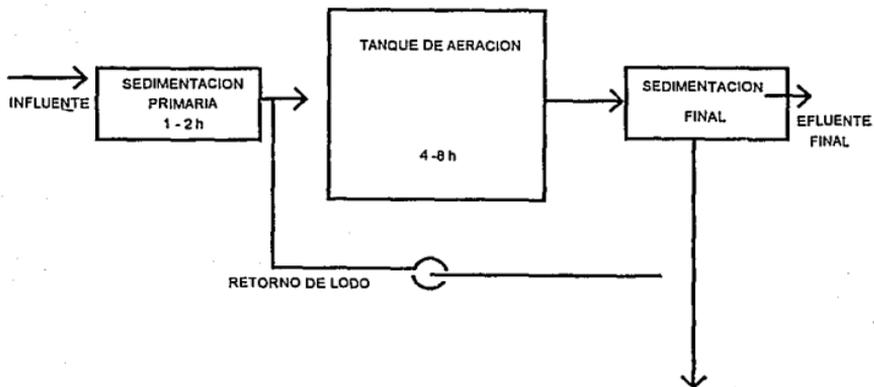


Figura 3

PROCESO DE LODOS ACTIVADOS DE ALTA CAPACIDAD AERACIÓN MODIFICADA

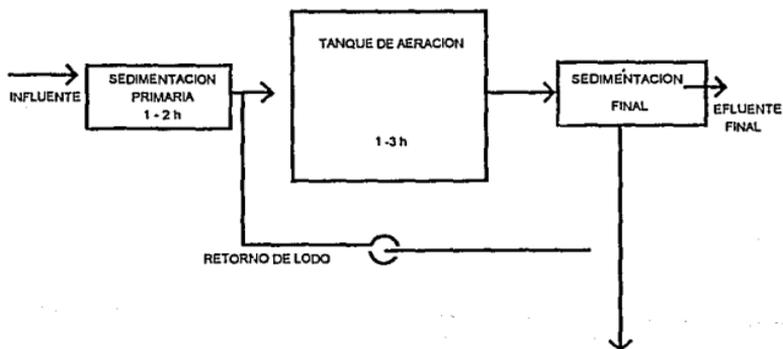


Figura 4

PROCESO DE CONTACTO-ESTABILIZACION, ADSORCION RAPIDA O AERACION DE LODOS

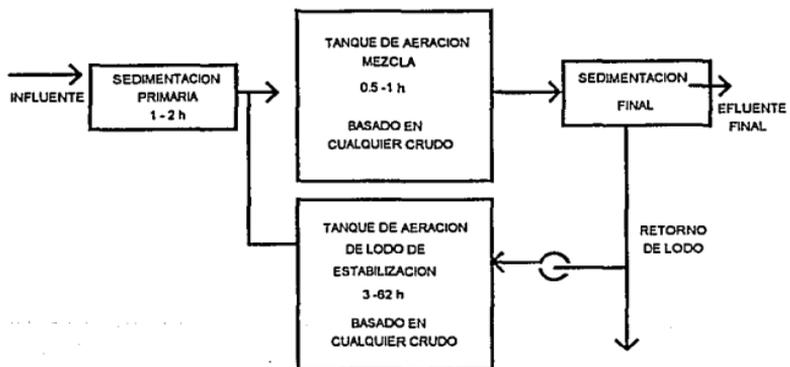


Figura 5

PROCESO DE AERACIÓN PROLONGADA

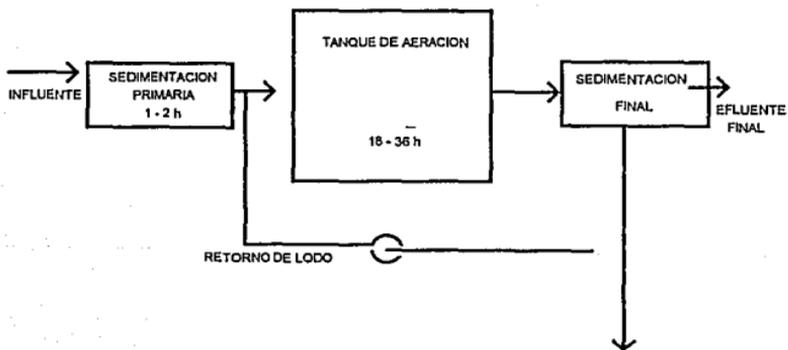


Figura 6

ESQUEMAS DE LODOS ACTIVADOS A MEZCLA COMPLETA

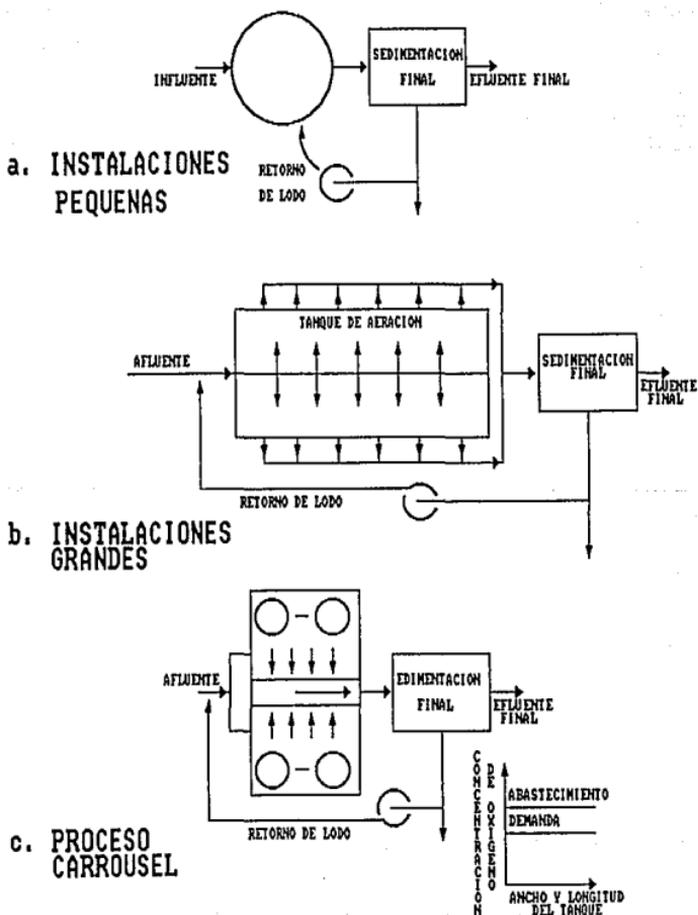
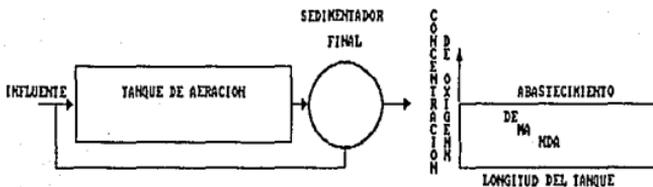
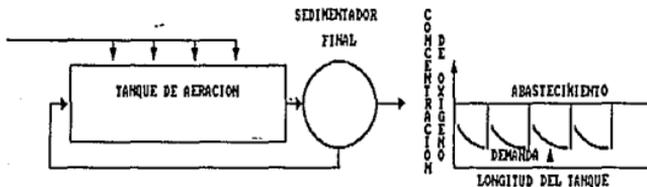


Figura 7

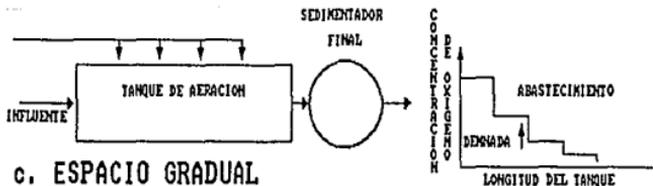
ESQUEMAS DE LODOS ACTIVADOS CON FLUJO A PISTON



a. CONVENCIONAL



b. ADICION POR PASOS O ESCALONADA



c. ESPACIO GRADUAL

Figura 8

ESQUEMA DEL PROCESO DE AERACIÓN PROLONGADA EN REACTOR DE FLUJO ORBITAL

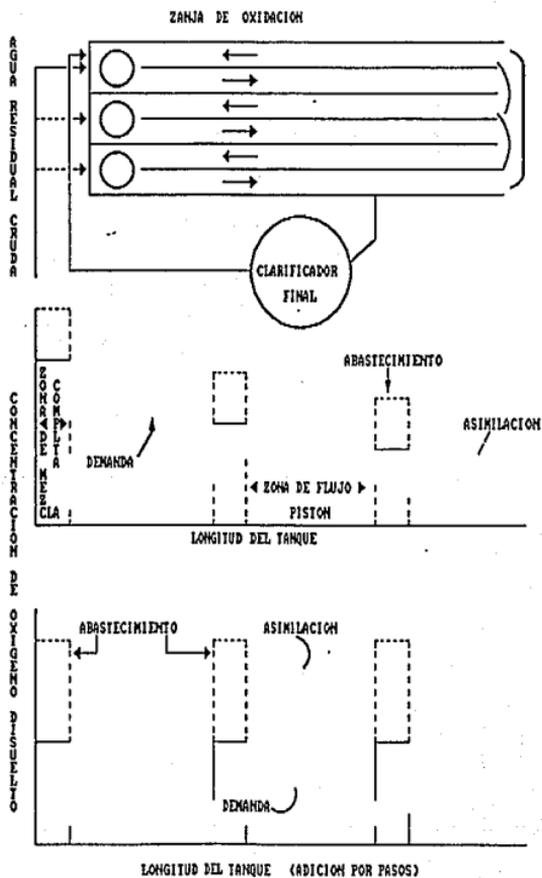
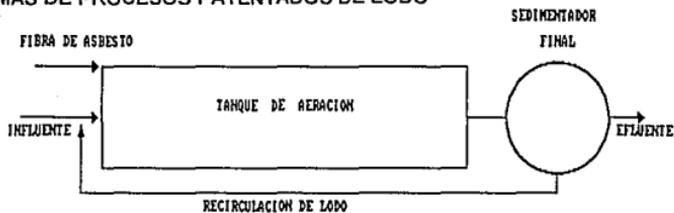
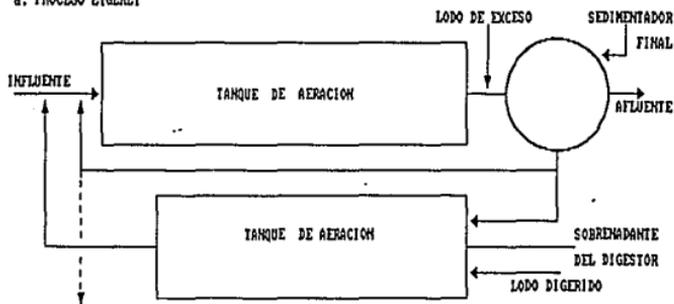


Figura 9

ESQUEMAS DE PROCESOS PATENTADOS DE LODO

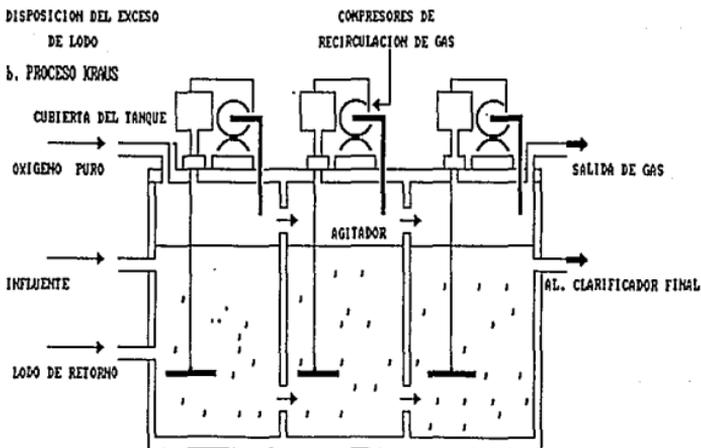


a. PROCESO ZIGERLY



PUNTO ALTERNATIVO DE  
DISPOSICION DEL EXCESO  
DE LODO

b. PROCESO KRAUS



c. PROCESO UNOX (OXIGENO PURO)

## 2.3 Lodos Activados-Convencional

Como se ha indicado en la Figura 2, el proceso convencional de lodos activados está limitado a un período de aeración (basado en caudal crudo) de cuatro a ocho horas. La relación de recirculación de lodo es en promedio el 25% del caudal influente y el intervalo de valores para condiciones mínima y máxima de diseño es del 15 al 50%. Una capacidad instalada de retorno de lodo de por lo menos el 50% es deseable por razones operativas, sobre todo en condiciones de puesta en operación inicial.

La carga orgánica de diseño para este proceso está en el orden de 0.48-0.64 kg DBO/(m<sup>3</sup> d). El factor de carga o relación de alimento a microorganismos está entre 0.2-0.4 kg DO/(kg SSVTA, d) (SSVTA-sólidos en suspensión volátiles en el tanque de aeración). El tiempo promedio de residencia celular (TPRC) cuyo valor es aproximadamente igual a la edad del lodo (EL) es de orden de 5-15 días las remociones promedio de DBO son alrededor del 90% con un intervalo entre el 85 y el 95% dependiendo de una variedad de factores.

La concepción convencional del proceso de lodos activados puede tener una serie de variedades, dentro de los mismos valores de parámetro indicados, las siguientes variaciones están dentro de esta categoría:

- Aeración gradual.
- Lodos activados a mezcla completa (Este proceso admite un rango de poco más amplio de valores)
- Lodos activados con flujo tipo pistón. En este caso la configuración del tanque de aeración es diseñado con una relación largo a ancho de 5/1.

### 2.3.1 Lodos activados con adición escalonada

Como se indica en la Figura 7, la entrada de agua residual al tanque de aeración se efectúa en varios puntos a lo largo del mismo. Esto hace que varios parámetros que tienen relación con el caudal o tiempo de retención varíen considerablemente, este es el caso de concentración de microorganismos (SSVTA), factor de carga y tiempo de retención cuyos valores cambian conforme se producen las adiciones.

Los parámetros de edad del lodo y eficiencia son similares a los del sistema convencional. La carga orgánica es del orden de 0.32-0.96 kg DBO/(m<sup>3</sup> d). El rango de relación de recirculación está entre 25-75% del caudal influente.

### 2.3.2 Proceso con estabilización de lodo y contacto

Este proceso fue desarrollado para separar las dos primeras etapas que describe la Figura 1. En la primera etapa de contacto el desecho es aerado conjuntamente con lodo activado por el corto período de contacto (30-60min basado en caudal influente) que

se requiere para absorber la materia coloidal de sólidos en suspensión finos, en el lodo activado (Biomasa). Este proceso sucede por el mecanismo combinado de adsorción biológica, síntesis y biofloculación. En la segunda etapa el lodo de retorno es aerado por un largo período (3-6 h., basado en caudal de lodo recirculado) En el cual los compuestos orgánicos absorbidos son utilizados como fuente de energía y para la reproducción de nuevas células, Figura 6.

Los períodos de contactos y estabilización son dependientes de las propiedades de desechos y lodo activado respectivamente, existiendo casos en los cuales es posible reducir el volumen del tanque de aeración a la mitad de los requisitos del proceso convencional de lodos activados. En consecuencia, es posible duplicar la capacidad de una planta convencional, con rediseño al proceso de estabilización de lodo y contacto, Figura 5. Sin embargo, el tamaño relativo de las dos etapas esta supeditado a la eficiencia del proceso.

Se ha demostrado que mientras mas corto sea el tiempo de retención del lodo activado (estabilización) se podrá mantener una mayor eficiencia de remoción de sustrato y además un licor con buenas propiedades de decantación, Figura 7. La Figura 10 es una representación esquemática del proceso Figura 8 en donde se demuestra lo anterior: un corto periodo de contacto de 15 minutos producirá una eficiencia máxima de 80%, requiriendo a su vez un período mínimo de estabilización de 2.5 h., el cual puede extenderse hasta un poco más de 4 h. Para el periodo de contacto de 90 minutos se puede reducir el periodo de retención de lodo a una hora. En el periodo de contacto de 4 horas se consigue una eficiencia por encima del 90%, pero no se requiere periodo de estabilización puesto que toda la oxidación y síntesis ocurre en el mismo tanque, encontrándose las condiciones del proceso convencional de lodos activados. Las razones anteriores evidencian que el incremento de capacidad de una planta convencional es posible con transformación a contacto-estabilización, pero a expensas de una reducción en eficiencia.

Los parámetros mas comúnmente usados en este proceso son: La edad del lodo (5-15 días), el factor de carga [0.2-0.6 kg DBO/(kg SSVTA, d)] los dos últimos se relacionan con el volumen total de estabilización y contacto. El nivel de sólidos en el licor mezclado (1-3 kg SSTA/m<sup>3</sup>) y en el lodo reaerado (4-10 kg SSTA/m<sup>3</sup>) y por ultimo el porcentaje de recirculación del lodo (25 a 90%).

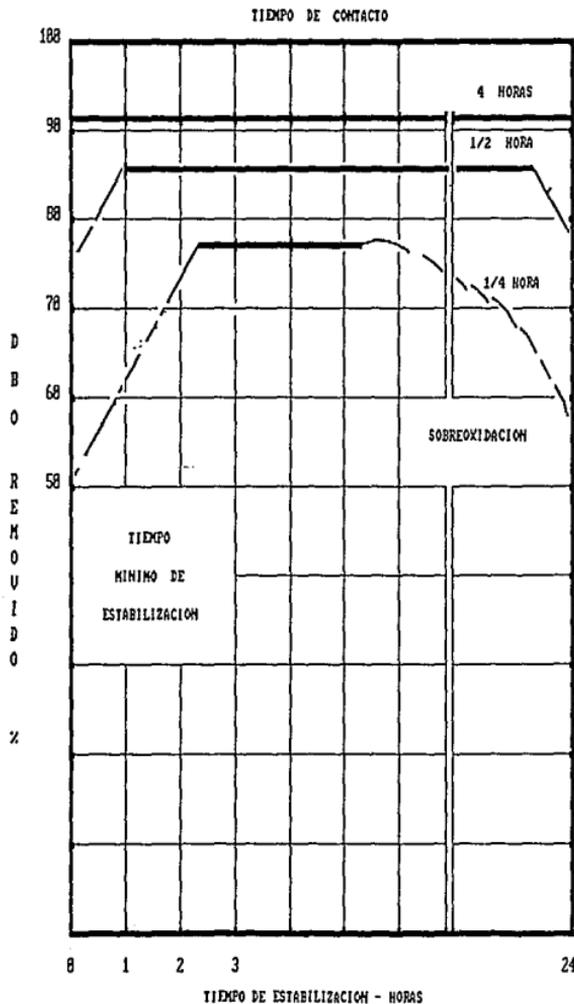
Es conveniente puntualizar que aunque se han indicado intervalos de parámetros usados, el proceso de estabilización de lodo-contacto es factible de aplicar a un modelo matemático racional, con propósitos de diseño Figura 9 y 10.

### 2.3.3 Lodos activados a mezcla completa

En este proceso la densidad de energía para aeración y mezcla es tal que las características del licor mezclado en términos de sólidos, tasa de respiración y DBO soluble son idénticas en cualquier punto del reactor. El desecho efluente es rápidamente mezclado con el licor de modo que hay poca cantidad de alimento disponible a una gran masa de microorganismos. Por esta razón este proceso puede asimilar cargas violentas sin detrimento de la calidad del efluente.

Figura 10

REPRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DEL PROCESO CONTACTO-ESTABILIZACIÓN



Como se indica en la Figura 6 hay varias configuraciones posibles. La mayoría de parámetros son similares a los del proceso convencional. La edad de lodos esta normalmente entre 5-15 días. El factor de carga entre 0.2 y 0.6 kg DBO/(Kg SSVTA, d), a la carga orgánica puede ser un poco mayor que la convencional [0.64-0.96 kg DBO/(m<sup>3</sup>, d)]. El tiempo de aeración del orden 3-5 horas. El nivel de solidos en el licor mezclado entre 3-5 Kg SSTA/m<sup>3</sup>, y por ultimo el retorno del lodo entre 25-100% del caudal influente.

#### 2.3.4 Aeración de alta tasa

Esta variante tiene una configuración semejante a la del proceso convencional, con la diferencia que utiliza un corto periodo de aeración y frecuentemente no se utiliza sedimentación primaria. Este proceso ha sido usualmente propuesto como una primera etapa de tratamiento seguida de una segunda etapa de nitrificación. Este proceso no presenta características muy atractivas para paises en desarrollo debido a su alto costo y bajo rendimiento.

#### 2.3.5 Aeración prolongada

Este proceso puede incluir numerosas variantes; su aplicación no esta necesariamente limitada a instalaciones de tamaño reducido, habiéndose llegado a aplicar variaciones del tipo de la Figura 8 a poblaciones de diseño para una región de 280 mil hab. Es característica principal de este proceso es la alta permanencia en el tanque de aeración o densidades elevadas del licor mezclado. Los intervalos de valores de los principales parámetros podrían resumirse como sigue:

- Factor de carga 0.04-0.05 kg DBO/(kg SSVTA, d)
- Carga orgánica 0.2-0.25 kg DBO/(m<sup>3</sup>, d)
- SSVTA 6-6 kg SSVTA/m<sup>3</sup>
- Recirculación de lodo 100-130%
- Eficiencia de remoción de DBO soluble: mayor que 90%, normalmente 95%.

La aplicación de este proceso al tratamiento de aguas residuales para comunidades pequeñas y grandes de países en desarrollo ha sido expandida desde que se ha introducido la tecnología de diseño de las zanja de oxidación profunda.

### Capítulo 3

#### **MODELOS DE DISEÑOS (Estudios de tratabilidad a nivel de laboratorio)**

3.1 Los objetivos propuestos en el desarrollo de este trabajo son los siguientes:

- \* Realizar un análisis de las metodologías usadas en las pruebas de tratabilidad, a nivel de laboratorio, para determinar los parámetros básicos de diseños 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.
- \* Mostrar la secuencia de actividades involucradas en las pruebas de tratabilidad como son: Caracterización de los desechos por tratar, selección del modelo matemático, para 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.
- \* Cinética de degradación se emplea solo para un desecho de baja carga orgánica.

#### **3.2 Estudios de tratabilidad a nivel de laboratorio consideraciones cinéticas**

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 de flujo) continuo o el régimen hidráulico. Cada escala tiene ventajas y limitaciones propias. Por ejemplo, la flexibilidad de los resultados experimentales, disminuye 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 cercano a los experimentados en el prototipo, requerimientos de oxígeno, crecimiento celular y otras variables similares. De la misma manera se puede determinar las condiciones óptimas para que se realice un tratamiento en particular, o reconocer sus problemas como por ejemplo, el establecimiento de toxicidad de un desecho a los microorganismos.

La relación de 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 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, se presentan el prototipo las limitaciones y restricciones, no enunciadas en su presentación. La investigación a nivel de laboratorio puede eliminar una parte de estas dificultades utilizando dispositivos muy simples.

### 3.2.1. La investigación en planta piloto tiene dos propósitos:

1. Eliminar, cuando es posible, algunas de las variables relacionadas con la escala del dispositivo usado en el laboratorio.
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 del gasto 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 disminuyen. 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 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 filamentosos, lo mismo sucederá en el prototipo. Un propósito de los modelos de diseños 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 resultados de estos conocimientos, llevando a cambios significativos en el sistema, por ejemplo los procesos Krauss y de estabilización por contacto.

### 3.3 Aplicación de la experimentación a nivel de laboratorio en trabajos de investigación aplicada.

A continuación se presenta 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.

#### GARRET Y SAWYER (Ref. 3.13)

Realizaron trabajos de laboratorio con el 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 Figura 11, el dispositivo experimental consistió de una cámara de aereación A, con aereación vigorosa para obtener un mezclado completo del contenido. El sustrato se introduce a la cámara de aereación a través del tubo B descargando justo arriba del difusor de aire C, de tal modo que disperse el sustrato tan rápido como sea 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, resultado lineal a concentraciones bajas de DBO.

#### HATFILED R. Y STRONG E. R. (Ref. 3.14)

Usaron para el tratamiento de desechos industriales unidades de 2.0 l para la cámara de aereación y 0.20 l para la de sedimentación. La alimentación se realiza mediante una botella aspiradora. El aire es inyectado a lo largo de la cámara de aereación. El arreglo de este sistema se da en la Figura 12.

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

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

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

**LUDZACK F. J. (Ref. 3.15)**

Presenta una unidad de lodos activados para estudio de tratabilidad de desechos. Las partes componentes de este dispositivo se dan en la Figura 13, 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) pérdidas 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. 3.16)**

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, Figura 14.

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

**SIDDQUI R. H, SPEECE R. E. y R.S. ENGELBRECHT (Ref. 3.17)**

Realizan un estudio experimental a nivel de laboratorio con aguas residuales con dos objetivos:

1. Determina la causa por la cual un lodo activado en un sistema BASCH, aclimatado a un ciclo de 12 o 24 h. Muestran 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.
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 uso la unidad experimental mostrada en la Figura 15. 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.

Las características de sedimentación de lodo deberían usarse, como el criterio principal para establecer la duración del tiempo de estabilización, por los menos con sustratos solubles.

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

**GAUDY A. F, YANG P. y OBAYASY A. W. (Ref. 3.18)**

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 Figura 16.

Se observó que durante los dos años de operación de la planta las eficiencias bioquímicas fueron excelentes (superiores a 90%) y que la concentración de sólidos en el reactor no continuo creciendo. No se logro un equilibrio en la concentración de sólidos y esta paso por ciclos de incremento y disminución, durante los periodos de disminución de sólidos la eficiencia de remoción de DQO no se altero seriamente. Los resultados indican que la teoría de oxidación total no es inconsistente con lo publicado en la teoría microbiología.

De los resultados obtenidos y presentados, es posible sugerir una modificación al proceso de aereación extendida, consistiendo de la cámara de aereación y sedimentación con recirculación de sólidos o a la cama de aereación (proceso convencional), ademas 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 se recircula a la cámara de aereación. En tal proceso no sería necesario determinar el tiempo de retención para que la ecología del sistema estuviera en condiciones de llevar a cabo la hidrólisis biológica.

**BOON A. G. (Ref. 3.19)**

Consiste en comparar en una planta piloto, los resultados obtenidos al tratar aguas residuales domesticas por el proceso de estabilización por contacto y por el convencional de lodos activados.

La planta piloto (estabilización por contacto y por el convencional de lodos activados) la Figura 17. Consiste de 4 tanques de asbesto, cemento con una capacidad efectiva de cada uno de 0.077 m<sup>3</sup>. Uno sirve como tanque de contacto, dos en serie de tanques de aereación y el cuarto como digestor 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 aereación el licor mezclado fluye al tanque de sedimentación de 0.23 m<sup>3</sup> con flujo ascendente y de forma cónica. El lodo activado sedimentado es recirculado al fondo del tanque a los tanques de aereación mediante una bomba de gasto variable; el líquido sobrenadante es descargado al drenaje. El aire se introduce desde el fondo de cada tanque de aereación mediante dos difusores de 7 pulgadas el gasto a cada tanque se indica por rotametros. Se toman muestras compuestas del desecho del tanque de carga constante por la descarga intermitente de pequeños volúmenes en un recipiente colectivo o colector usando una válvula electromagnética controlada por una unidad de tiempo. Un dispositivo similar se uso también para obtener muestras de efluentes del tanque de agitación

(efluente). El exceso de lodo activado se transfirió intermitentemente de la zona de aireación 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.

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 substancialmente menor que en la planta convencional y la nitrificación podría haber ocurrido si la concentración del nitrógeno amoniacal en el desecho hubiera sido de 30 mg/l como en el desecho típico.

### 3.3.1. DISEÑO DE LA PLANTA PILOTO

(proceso convencional de lodos activados).

Es similar al descrito 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 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 minimizo en cada tanque por el uso de un baffle alrededor de las salidas.

#### MC CLELLAMD N. I. y MANCY K. H. (Ref. 3.20)

Realiza un trabajo de laboratorio con el propósito de determinar:

1. Hasta que grado los detergentes "BLANDOS" afectan las características de un diseño de un sistema experimental de lodos activados.
2. Como es este efecto comparado con el de un detergente "DURO".
3. Un entendimiento conceptual del mecanismo de interferencia de compuestos con características surfactantes en este tipo de procesos de tratamiento.

Materiales y métodos.- Unidades de lodos activados de flujo continuo, los métodos de análisis físico químicos son los recomendados en los métodos estandar en lo relacionado con DQO, DBO, OD, COT, pH, TEMPERATURA, SS, SAAM, (sustancias activas al azul de metileno).

Los resultados experimentados obtenidos indican que la utilización de sustrato en sistema de lodos activados de lodos activados se reduce con la presencia de agentes surfactantes. La afecta 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 todo 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 interface floculo-solución y 3. Reacciones con catalizadores enzimáticos en la superficie del floculo. Debido a que las condiciones de mezclado fueron mantenidas en niveles adecuados en la fase líquida del sistema experimental, las tasa de transferencia de masa fueron mayores que a través de la capa límite. Es lógico suponer que las reacciones químicas en la superficie del floculo 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 interface floculo-solución.

Las concentraciones iguales o mayores de 5 mg/l y las iguales o mayores de 10 interfieren significativamente con la utilización de sustrato en las condiciones específicas de esta investigación.

FISHER R. A. y SMITH H. S. (Ref. 3.22)

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 2,000 mg/l.

El dispositivo utilizado se muestra en la Figura 18. Para determinar si el tanque de aeración en el Plak, estaba en régimen hidráulico completamente mezclado, se realizaron pruebas trazadores, los resultados mostraron que el tanque de aeración estaba completamente mezclado.

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

DAVIS L. F. y GLOINA E. F. (Ref. 3.23)

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 mas 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 calidad que establecen las autoridades al respecto.

El dispositivo que se recomienda para los estudios de flujo continuo a nivel de laboratorio es el que muestra en la Figura 19.

**BURKHEAD C. E. (Ref. 3.24)**

Presenta la teoría y el desarrollo, al nivel de laboratorio, para determinar las constantes cinéticas involucrados en el modelo matemático desarrollado por MCKYNNY R. A. Este reporte involucra una descripción matemática de tres versiones del proceso convencional de lodos activados: lagunas aeradas, aeración extendida y completamente mezclada. Para cada una de esas modificaciones, se utilizan principios biológicos fundamentales para describir matemáticamente las principales consideraciones de diseño de esos procesos aerobicos. Estos son: Remoción de sustrato, producción de lodo, demanda de oxígeno y el contenido de materia orgánica en el efluente tratado.

La clave para la aplicación de esas expresiones de diseños al tratamiento de un diseño en particular, radica en la evaluación de las constantes asociadas con los modelos matemáticos usados, para describir los diversos fenómenos biológicos que se desarrollan en procesos biológicos. Hay solamente tres constantes en el modelo propuesto: KM, KS y KE.

El propósito de este punto es mostrar como se puede evaluar esas constantes para un desecho en particular. El dispositivo experimental usado es similar al mostrado en la FIG. 18.

**SHERRART J. H. y SCHROEDER E. D. (Ref. 3.25)**

Presenta una revisión de los factores que afectan la producción microbiana neta en sistemas biológicos. Se reporta resultados experimentales de laboratorios para ilustrar el uso del valor  $Y_{abs}$  y para ilustrar como la producción neta de solidos puede ser controlada mediante la regulación  $O_c$ . Finalmente los datos de campo se señalan en una gráfica como una función de  $O_c$  para demostrar las interrelaciones de  $Y_{abs}$  y la eficiencia de remoción de DBO en  $O_c$ .

Para demostrar la variación del crecimiento y su dependencia en la tasa de crecimiento, se opero un modelo de laboratorio de lodos activados completamente mezclados 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 FIGURAS 21 y 22

Basados en los resultados obtenidos en este estudio, varias conclusiones importantes se pueden mencionar. Un coeficiente decrecimiento observado para cada valor  $O_c$  se ha mostrado que es un parámetro conceptual y significativo en la practica. Otras relaciones igualmente importantes de la operación del proceso de lodos activados a diferentes valores de  $O_c$  se resumen a continuación

BAJOS $O_c$	ALTOS $O_c$
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. 3,26)

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 periodo, durante el cual suceden la absorción, adsorción, oxidación y síntesis de materia orgánica.
- 2) Separación de la masa microbiana y otras partículas del licor mezclado.

La captación de sustrato en el proceso de lodos activados depende principalmente;

- a) Las tasas metabólicas de los organismos,
- b) La transferencia de masa de nutrientes a la superficie celular y la remoción de productos de desechos,
- c) 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 figura 23. 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 alimento cerca del extremo superior y fue removido cerca del fondo del recipiente para evitar la acumulación de sólidos.

El volumen de tanque de aeración de control fue de 4 l y el de experimentación de 3.74 l. Excepto en el control de la temperatura, que vario entre las unidades aproximadamente 1.5oC (máximo), no hubo ninguna otra diferencia en los demás aspectos. Con el mezclado en los tanques de aeración se realizo mediante la difusión de aire, se realizaron pruebas con cloruro de sodio, como trazador, para determinar que un gasto de aire de 25 ml/s, era suficiente para asegurar el mezclado completo en el tanque de aeración para un tiempo de retención de 6 h. 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 aereación. A un 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 DQO, de 1:2 respectivamente, disueltos en agua corriente para suministrar los elementos esenciales. El sustrato fue refrigerado y mantenido en el intervalo de temperaturas de 0 a 4oC. La disminución de la DQO en el influente fue aproximadamente de 1% por día.

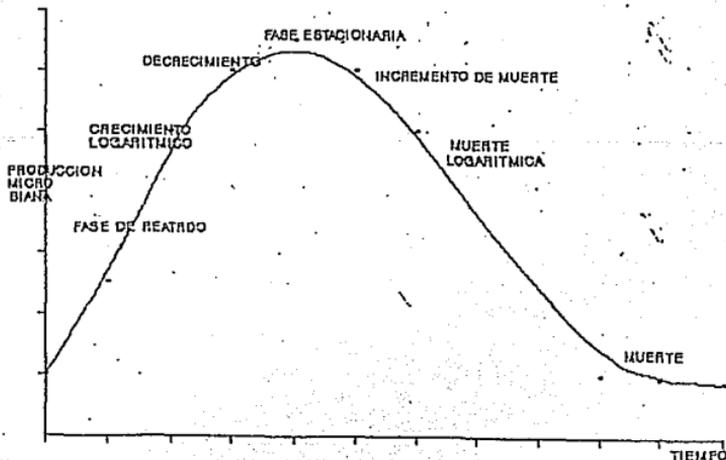
Basados en los estudios, a nivel de laboratorio, del proceso de lodos activados en flujo estático, en los cuales una porción del licor mezclado fue agitado

mecánicamente en forma intermitente, se tiene que:

1. La agitación mecánica reduce significativamente la DQO 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 sustratos se incrementa. La fracción no removible 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  $0.019 \text{ d}^{-1}$  para la unidad de control a  $0.45 \text{ d}^{-1}$  para la unidad agitada. Un aumento en la tasa de autooxidación hace que el exceso de lodo producido reduzca el 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.

### 3.4. Gráficas Características Del Comportamiento Del Lodo Biológico

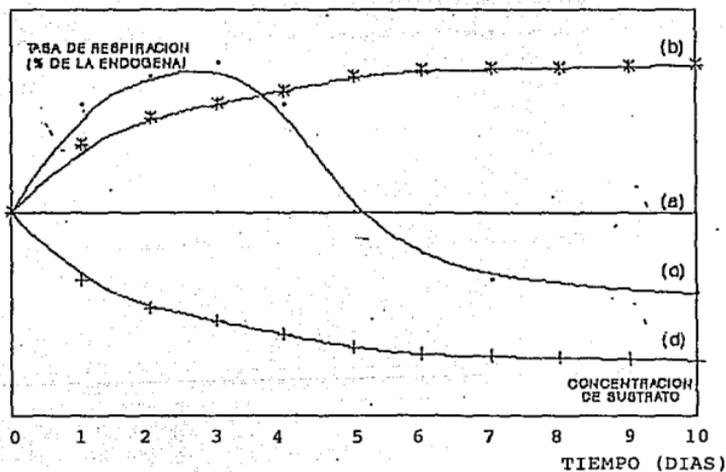
#### MODELO DE CRECIMIENTO MICROBIANO



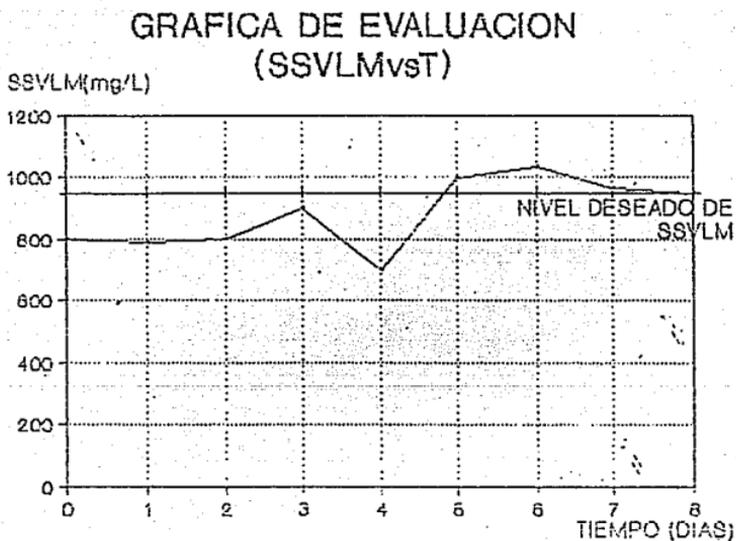
CURVAS TÍPICAS OBTENIDAS DE ESTUDIOS DE DESECHOS

SSVLM(mg/l)

0 200 400 600 800 1000 1200 1400 1600 1800 2000



GRÁFICA DE EVALUACIÓN (SSVLMvsT)



PROPORCIÓN Y CLASE DE MICROORGANISMOS DEPENDIENTES DE LA CALIDAD DE LODO

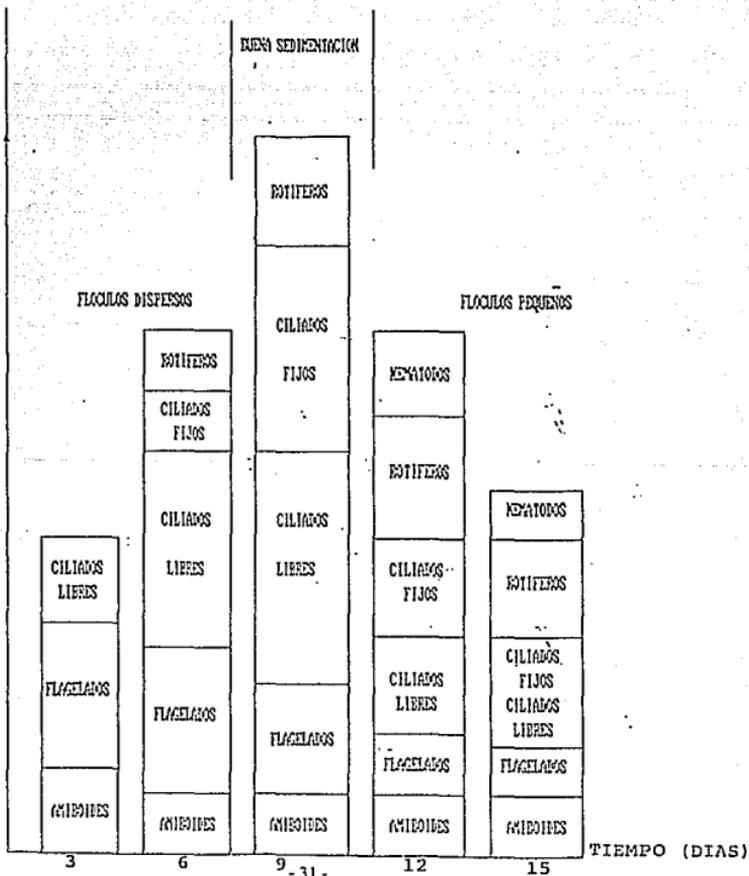
SSVLM (mg/l)

SEMANAS

100%

80%

60%



TIEMPO (DIAS)

## CAPITULO 4

### DESARROLLO DE UN DISPOSITIVO EXPERIMENTAL PARA REALIZAR PRUEBAS DE TRATABILIDAD CON AGUAS RESIDUALES

#### 4.1 Desarrollo de un dispositivo Experimental y Diseño del Dispositivo

Debido a la necesidad de obtener un efluente de calidad constante y una adecuada eficiencia en la operación de las plantas de tratamiento biológico, se planteo la conveniencia de realizar pruebas de tratamiento en dispositivo experimental con objeto de fijar los parámetros de operación y optimización en el funcionamiento de las plantas.

En este trabajo se presenta la selección, descripción y diseño de un dispositivo experimental que consta básicamente de; un sedimentador primario, un tanque de aeración y sedimentador secundario.

se presentan los criterios básicos de selección, funcionamiento y dimensiones.

- \* Construcción, de un dispositivo experimental para realizar pruebas de tratabilidad con aguas residuales del tipo que se genera en la ciudad de México.
- \* Selección del dispositivo a partir de la revisión bibliográfica.

#### 4.2 Selección del dispositivo experimental

Existen diversos criterios para la selección de un dispositivo experimental según el tipo de información que se pretenda obtener, la escala del dispositivo usado, funcionamiento hidráulico del sistema, y régimen hidráulico del reactor.

Para la selección del dispositivo experimental se realizo una investigación y análisis de los usados por los siguientes autores, en diferentes actividades de investigación.

1. Garrett y Sawyer
2. Hatfield y strong
3. Ludzack F.
4. Drehwing y Nemerow
5. Sinddiqi, Speece y Engelbreth
6. Gaudy, Yang y Obayashi
7. Boon A. G.
8. Mc Clelland y Mancy
9. Fisher y Smith
10. Davis y Gloyna

11. Burkhead C.E.
12. Sherrard y Schoeder
13. Sherrard y Schoeder
14. Droste y Bewrta
15. Mulbarger y Castelli

4.3 Los criterios que se consideraron para la selección del dispositivo experimental son los siguientes:

- \* Duración.
- \* Transportable hasta el sitio del trabajo
- \* Necesidades mínimas de mantenimiento y operación
- \* Operación sin vigilancia por períodos de 16 a 24 horas
- \* Facilidad para muestrear
- \* Facilidad para variar las condiciones de operación
- \* Facilidad para variar el régimen hidráulico del reactor
- \* Facilidad para variar el tiempo de retención de cada unidad independiente de la velocidad del flujo
- \* Versatilidad para simular diferentes procesos biológicos de tratamiento (lodos activados, aeración por pasos, estabilización por contacto, etc.)

En la Tabla 1 se presentan los dispositivos analizados a partir de los criterios de selección mencionados.

De acuerdo con la investigación bibliográfica realizada y con los criterios de selección mencionados se optó por el dispositivo experimental de Mulbarger y Castelli por la versatilidad que presenta para operar varios tipos de procesos además de su facilidad para variar la carga orgánica y la hidráulica

El dispositivo mencionado puede trabajar como un tanque completamente mezclado o bien como flujo pistón con recirculación quitando las mamparas del reactor.

El proceso de aireación por pasos se puede simular dejando la primera celdilla para el lodo de recirculación y permitiendo la entrada al reactor por diversos orificios laterales.

La estabilización por contacto se puede obtener separando el reactor con una mampara trabajando una sola celda como tanque de aireación de lodos y la otra como tanque de contacto.

La aireación extendida se obtiene permitiendo un tiempo de aireación mayor de modo que la operación se lleve a cabo en la fase de respiración endógena. También es posible que el dispositivo simule una laguna de aireación, dando un tiempo de aireación mayor y eliminando la recirculación de lodos.

La simulación de lagunas de estabilización se puede efectuar colocando el reactor bajo una fuente de luz natural o artificial en la figura 11 se presentan los diferentes arreglos del dispositivo para simular los procesos anteriores.

#### 4.4 Descripción del dispositivo experimental

##### DESCRIPCIÓN GENERAL Y DIMENSIONES DE LAS UNIDADES

El dispositivo experimental para la simulación del proceso biológico de lodos activados consta de un sedimentador primario tanque de aeración, sedimentador secundario, una compresora para el suministro de aire; una bomba de alimentación para el tanque de aeración de almacenamiento y otro para el sedimentador primario, otra de recirculación de lodos y un tanque de almacenamiento.

La alimentación del tanque de almacenamiento al sedimentador primario se lleva a cabo por medio de una bomba peristáltica; El sedimentador primario tiene posibilidad de variar su altura mediante un vertedor ajustable; los sedimentos se purgan mediante una válvula que se encuentra en la parte inferior de la unidad. El flujo pasa por gravedad al tanque de aeración dividido en seis cámaras o reactores mediante mamparas móviles. La mezcla de los activados se efectúa por medio de difusores de fibra de vidrio poroso.

Para cada difusor se dispone de una válvula reguladora de aire para compensar las pérdidas de presión. La fuente de aire la suministra una compresora cuyo flujo de aire es regulado por medio de un rotámetro. Del tanque de aeración el agua fluye a una caja recolectora que regula el flujo que por gravedad pasa al sedimentador secundario, cuya altura también es variable en la parte inferior de esta unidad se tiene una válvula de purga que permite conectar la línea para la recirculación de lodos por medio de una bomba peristáltica controlada por un marcador de tiempo hacia el tanque de aeración.

#### 4.5 Descripción de las unidades del sistema

##### SEDIMENTADOR PRIMARIO

El sedimentador primario con forma de pirámide rectangular invertida, tiene un vertedor de altura ajustable, lo que permite variar el volumen y el tiempo de retención sin cambiar la velocidad del flujo de la alimentación. La estructura del efluente reduce los problemas de corto circuito que pueden presentarse por la proximidad de la entrada y salida del flujo.

##### TANQUE DE AERACIÓN

La variable más importante para el diseño de un tanque de aeración es el tiempo de retención. Esta unidad es capaz de mantener el licor mezclado en suspensión de modo que las concentraciones de oxígeno disuelto sean adecuadas para el crecimiento de los microorganismos.

El reactor está dividido en seis celdillas por medio de cinco mamparas móviles de modo que es posible tener flujo pistón sin las mamparas, o de unas seis celdillas en serie. Las mamparas tienen un arreglo de orificios tal, que permite un patrón de flujo que induce un mezclado completo en cada celdilla. Considerando el flujo de diseño de 500 ml/min,

cada celdilla tiene un tiempo de aeración aproximado de 60 minutos, por lo que el tanque de aeración tiene un tiempo de retención de 1 a 6 horas dependiendo el numero de mamparas que se utilizan.

Anexo al tanque de aeración sobre la carga exterior del efluente se encuentra la caja recolectora, cuya función es evitar el estrangulamiento y la interrupción de aire en la línea de salida además de optimizar el funcionamiento hidráulico e impedir la formación de algas en el tanque de aeración.

## SEDIMENTADOR SECUNDARIO

El sedimentador secundario, de igual forma y dimensiones que el primario, difiere de este en que tiene un orificio para el efluente detrás de la estructura en forma de media cana y otro orificio para el efluente proveniente del vertedor con objeto de efectuar los muestreos del efluente por uno de los lados.

## EQUIPO AUXILIAR

Como equipo auxiliar se cuenta como una compresora de aire para suministrar el flujo de aire al tanque de aeración, dos bombas peristálticas, una para la alimentación del sistema y otra para la recirculación de lodos activados, además se tiene una bomba centrífuga que llena el tanque de almacenamiento general.

## 4.6 Dimensionamiento de unidades

El dimensionamiento de los componentes del sistema se baso en las especificaciones dadas por los autores antes mencionados, se efectuaron algunas modificaciones debido principalmente a las diferentes características de los materiales originales y los de fabricación nacional.

## SEDIMENTADOR PRIMARIO

Aun cuando es difícil obtener en un sedimentador experimental las mismas características que se encuentran en una planta a escala natural, como carga superficial, velocidad transversal de flujo, tiempo de retención y proporciones geométricas, es posible conocer el comportamiento general que permita establecer las condiciones de control y operación que deberán realizarse en la planta.

Los principales parámetros de diseño de un sedimentador primario convencional son la carga superficial y el área superficial de acuerdo con la literatura (ref. 56) un agua residual con características semejantes a la que se presenta en el influente de la planta del cerro de la Estrella, requiere de una carga superficial aproximadamente de  $20 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$  para un tiempo de retención de 45 minutos y una altura de sedimentación de 60 cm; con esta carga y para el gasto de diseño de  $0.5 \text{ l/min}$  ( $0.072 \text{ m}^3/\text{d}$ ) se obtiene un área superficial de  $0.036 \text{ m}^2$ .

El sedimentador tiene un área superficial mayor debido a que por su geometría la operación resulta mas accesible y además esto permite obtener eficiencia de remoción mayores.

Las dimensiones del sedimentador son las siguiente:

Largo,	l = 44.6 cm
Ancho,	w = 44.6 cm
Altura total	h = 67.0 cm
Borde Libre	b.l = 3.00 cm

El volumen del sedimentador ( $V_s$ ) se obtiene a partir de la formula:

$$V_s = 1/3 l w h \quad (1)$$

$$V_s = 1/3 (0.446)^2 (0.67) = 0.04442m^3$$

$$V_s = 44.42 l$$

Considerando el vertedor en su posición superior se tendrá una altura máxima del agua de 0.64 m y en su posición inferior será de 0.49m; es decir que hay 15 cm de altura (que pueda variar la posición del vertedor).

A partir de lo anterior se cálculo el volumen máximo ( $V_M$ ) y el volumen mínimo ( $V_m$ ) de operación:

$$V_M = 1/3 (0.425 m)^2 (0.64m) = 0.03853 m^3$$

$$V_M = 38.53 l$$

$$V_m = 1/3 (0.326m)^2 (0.49m) = 0.01736 m^3 \text{ o' } V_m = 17.36 l$$

Con objeto de relacionar el volumen utilizable con la posición del vertedor de demasías ( $h_i$ ) a partir de la altura máxima del agua ( $h_o$ ) se desarrollo la siguiente ecuación:

$$V = \frac{[W - 2 (h_o - h_i) (\tan 18.40^\circ)]^2 1000 h_i}{3} \quad (2)$$

DONDE:

$$W = 0.425m$$

$$h_o = 0.64m$$

$h_i$ , varia de 0.49 m a 0.64 m sustituyendo W y  $h_o$  la ecuación queda:

$$V = \frac{[0.425 - 2 (0.64 - h_i) (0.3328)]^2 1000 h_i}{3} \quad (3)$$

El área superficial a las diferentes posiciones del vertedor, esta dada por:

$$A = (2 \text{ hi tan } 18,40^\circ)^2$$

$$A = (0.6656 \text{ hi})^2 \quad (4)$$

Con la ecuación anterior se cálculo el área superficial mínima  $A_M$  y el área superficial máxima  $A_M$ .

$$A_M = (0.6656 \times 0.49\text{m})^2 = 0.106\text{m}^2$$

$$A_M = (0.6656 \times 0.64\text{m})^2 = 0.181\text{m}^2$$

Conociendo el área superficial es posible calcular la carga superficial a partir de la ecuación:

$$CS = \frac{Q}{AS} \quad (5)$$

La carga superficial varía desde  $6.79\text{m}^3/\text{m}^2\text{d}$  para  $Q = 0.5 \text{ l/min}$ . y  $AS = 0.106\text{m}^2$  hasta  $0.794\text{m}^3/\text{m}^2\text{d}$  para  $Q = 0.1 \text{ l/m}$  y  $AS = 0.181\text{m}^2$ .

En la literatura se recomiendan cargas superficiales de  $32$  a  $49\text{m}^3/\text{m}^2\text{d}$  para sedimentadores primarios seguidos de un proceso de lodos activados. De acuerdo con esta recomendación, es posible aumentar el gasto del influente como sigue:

$$Q = AS \times CS$$

$$Q = 0.181\text{m}^2 \times 32\text{m}^3/\text{d} \times \frac{1}{1440 \text{ min}} \times \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} = 4 \text{ l/min}$$

$$Q = 0.181\text{m}^2 \times 49\text{m}^3/\text{d} \times \frac{1000 \text{ l}}{1440 \text{ m}^3} \times \frac{1}{\text{min}} = 6.1 \text{ l/min}$$

Es decir el sedimentador primario tiene una capacidad de 8 a 12 veces mayor que la de diseño, lo que permite evaluar la eficiencia del sistema de un intervalo adecuado de condiciones de operación.

El tiempo de retención  $TS$  esta dado por la ecuación:

$$TS = \frac{Vs}{Q}$$

Los tiempos de retención mínimo  $TS_M$  y  $TS^M$  son:

$$TS_M = \frac{17.36 \text{ m}^3}{0.5 \text{ l/min}} = 34.72 \text{ min.}$$

$$TSM = \frac{38.53}{0.1} \frac{1}{\text{l/min.}} = 385.3 \text{ min.}$$

En la tabla 2 se muestran los valores de carga superficial, tiempos de retención y área superficial para diversas posiciones del vertedor y condiciones de gastos.

### Tanque de Aeración

El tanque de aeración es un prisma cuadrangular cuyo volumen total esta dado por:

$$V_a = l \times w \times h$$

Donde:

$$V_a, \text{ Volumen de aeración,} = 0.1694 \text{ m}^3$$

$$l, \text{ largo,} = 1.21 \text{ m}$$

$$h, \text{ Tirante,} = 0.532 \text{ m}$$

$$w, \text{ Ancho,} = 0.274 \text{ m}$$

$$\text{Bordo libre,} = 6.8 \text{ cm}$$

$$V_a = (1.21 \times 0.274 \times 0.532) - 5 (0.0095 \times 0.532 \times 0.274)$$

$$V_a = 0.1694 \text{ m}^3$$

El tiempo de retención para el gasto de diseño de 0.5l/min es de 5.64 h y para el gasto mínimo de 0.1l/min. es de 28.24 h.

El tiempo de retención en cada celdilla es de 0.94 h para  $Q = 0.5 \text{ l/min.}$  y de 4.74h para  $Q = 0.1 \text{ l/min.}$

Las especificaciones del flujo de aire para obtener un mezclado uniforme son 16.19 l/min. A 2 kg/cm<sup>2</sup> de presión la relación de volumen de aire a volumen de agua tratada es de 32.4 : 1 para el gasto de 0.5 l/min. y 161.9 : 1 para el gasto de 0.1 l/min.

En la Tabla 3 se presentan las características hidráulicas del tanque de aeración para diferentes gastos y volúmenes.

### SEDIMENTADOR SECUNDARIO

El sedimentador secundario tiene por objeto concentrar y remover sólidos procedentes del tanque de aeración, manteniendo una calidad adecuada en el efluente del sistema biológico. Además es la unidad de la que se portan los lodos al reactor.

El parámetro de diseño de esta unidad es la velocidad de zona de sedimentación que es la pendiente de la curva, en su primera fase, que se tiene graficando la altura de

interface del tiempo.

La altura de la interface se obtiene de la siguiente forma: Se preparan diferentes concentraciones de muestras del sedimentador secundario y se colocan en cilindros de un litro de capacidad, agitando para homogeneizar la muestra; se deja en reposo y se registra la altura de la interface a intervalos de tiempo durante aproximadamente 45 min.

Para la relación SSVLM/SSLM = 60 %, Si la concentración de SSVLM es de 2,000 mg/l se tendrá 3 300 mg/l de SSLM y la velocidad de la zona de sedimentación VZS, será aproximadamente de 2.48 m/h de acuerdo con la ecuación:

$$VZS = 6,497 e^{-0.000301 SS}$$

El tiempo de sedimentación aproximado para que se tenga una concentración de 10 000 mg/l de sedimentador secundario en la línea de recirculación de lodos es de 11 min. de acuerdo con la ecuación:

$$Hu = \frac{Co Ho}{Cu} = \frac{(3300 \text{ mg/l}) (0.4 \text{ m})}{10\,000 \text{ mg/l}} = 0.13 \text{ m}$$

Donde:

Co = SSVLM (mg/l)

Ho = Altura inicial de la interface

Cu = SSVrecirculación

Área requerida para el espesamiento de lodos:

$$A_E = \frac{Q_t u}{Ho} = \frac{(0.72 \text{ m}^3/\text{d}) (11/144 \text{ d})}{0.4 \text{ m}} = 0.013 \text{ m}^2$$
$$A_E = 0.013 \text{ m}^2$$

Donde:

Tu = Tiempo para alcanzar Cu

Área requerida para la clarificación:

Gasto proporcional al volumen del líquido arriba de la zona crítica:

$$Q_Z = (0.72 \text{ m}^3/\text{d}) \frac{0.4 \text{ m} - 0.13 \text{ m}}{0.4} = 0.48 \text{ m}^3/\text{d}$$

Área de clarificación:

$$A = \frac{Q_Z}{VZS} = \frac{0.40 \text{ m}^3/\text{d}}{(2.48 \text{ m/h}) (24 \text{ h/d})} = 0.008 \text{ m}^2$$

El área que controla el proceso es el área de espesamiento de lodos.

Carga de sólidos,  $C_S$

$$C_S = \frac{\text{Kg SS}}{d} (0.72 \text{ m}^3/d \times 3 \text{ 300 kg/m}^3/1000) = 2.37 \text{ Kg/d}$$

Carga superficial de sólidos:

$$\frac{2.37}{0.013} \text{ Kg/m}^2 d = 182.3 \text{ Kg/m}^2 d$$

Carga hidráulica:  $(Q_Z/A_E)$

$$\frac{0.48 \text{ m}^3/d}{0.013 \text{ m}^2} = 37 \text{ m}^3/\text{m}^2 d$$

Esta carga está dentro del intervalo recomendado en la literatura los tiempos de retención para diversos volúmenes y gastos de operación son similares a los del sedimentador primario y se presentan en la tabla 2. Como estos tiempos son siempre mayores a 11 min, es posible obtener la concentración deseada en la línea de recirculación.

#### 4.7 Equipo Auxiliar

**COMPRESORA DE AIRE:** La fuente de suministro de aire para los difusores del tanque de aeración es una compresora que proporciona el flujo máximo necesario de 42.6 l/min para las tres unidades, con un motor de 1.5 hp y un tanque de almacenamiento de 235 l con sistema de arranque y paro automático.

**BOMBAS PERISTÁLTICAS:** Para la alimentación del sistema y la recirculación de lodos se dispone de dos bombas peristálticas con flujo máximo de 0.5 l/min.

Las bombas de recirculación de lodos se controlan mediante un interruptor de tiempo, que se puede programar a intervalos mínimos de 15 min. para obtener 100, 75, 50, 25, o 12.5 por ciento de recirculación respecto al gasto de entrada.

**BOMBAS CENTRIFUGAS:** Para captar las aguas desde el cárcamo de bombeo o el sedimentador primario de la planta de tratamiento hasta el tanque de almacenamiento de los dispositivos se dispone de una bomba centrífuga con motor de 1/2 hp.

En el plano 2 se muestra el perfil hidráulico del dispositivo experimental; En los planos 3 a 9 se presentan las especificaciones de construcción de cada una de las

unidades y soportes metálicos y en los plaños 10 a 14 se muestran las instalaciones eléctricas, neumáticas e hidráulicas.

#### 4.8 Operación

4.8.1. El dispositivo experimental consta de 3 sistemas principales:

- A) Sistema eléctrico B) Sistema hidráulico  
C) Sistema neumático

A) Sistema eléctrico, consta de los siguientes elementos:

- Interruptor general
- Interruptor de tiempo de la bomba de alimentación
- Interruptor de tiempo de la bomba peristáltica para recirculación de lodos
- Contactos
- Motor de la bomba de alimentación
- Motor de la compresora
- Motores de las bombas peristálticas

B) Sistema hidráulico

- Tanque de alimentación
- Sedimentador primario
- Vertedor del sedimentador primario
- Válvula de purga del sedimentador primario
- Tanque de aeración
- Sedimentador secundario
- Vertedor del sedimentador secundario
- Válvula de purga del sedimentador secundario
- Bomba de alimentación
- Bomba peristáltica para el influente
- Bomba peristáltica para la recirculación de lodos
- Válvula de muestreo del tanque de aeración
- Mangueras de plástico de las bombas peristálticas - Caja recolectora.

C) Sistema neumático

- Compresora de aire
- Válvula general para el paso de aire
- Manómetro para la presión del tanque de la compresora
- Manómetro de la presión de entrada del regulador
- Manómetro de la presión de salida del regulador
- Regulador de presión
- Rotámetro
- Válvulas de regulación de aire a las celdillas
- Difusores de fibra de vidrio poroso
- Mangueras de conducción de aire

Tabla 1

ANALISIS DE LA CONDICIONES QUE PRESENTAN DIVERSOS DISPOSITIVOS EXPERIMENTALES

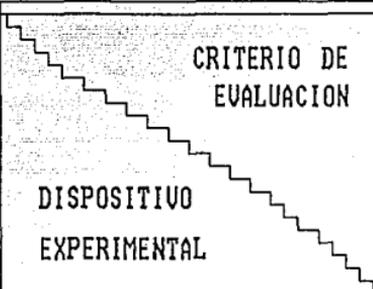
 <p style="text-align: center;">CRITERIO DE EVALUACION</p> <p style="text-align: center;">DISPOSITIVO EXPERIMENTAL</p>		DURABILIDAD	TRANSPORTE	MANTENIMIENTO	OPERACION CONTINUA	FACILIDAD MUESTREO	FACILIDAD OPERAR	FACILIDAD HERRER	T. R.	SEGURIDAD
		1	2	3	4	5	6	7	8	9
1	GARRETT Y SAWYER		X			X				
2	HAFFIELD Y STRONG		X			X				
3	LUDZACK F.	X	X	X		X				
4	DREHWING Y MEMEKOW		X			X				
5	SIDDIQUI, SPEECE Y ENGELBRECHT	X	X	X	X					
6	GAUDY, YANG I OSAYASHI	X	X			X	X			
7	BOON A. G.	X	X	X	X	X	X			
8	Mc. CLELLAND Y MANCEY	X	X			X				
9	FISHER Y SMITH	X	X	X	X	X				
1.0	DAVIS Y GLOVNA	X	X	X		X				
1.1	BURKHARD C. E.	X	X	X		X				
1.2	SHERARD Y SCHROEDER	X	X	X	X	X				
1.3	DROSTE Y BDMTRA	X	X	X		X				
1.4	MULBARGER Y CASTELLI	X	X	X	X	X	X	X	X	X

Tabla 2

## CARACTERISTICAS HIDRÁULICAS DE LOS SEDIMENTADORES PRIMARIO Y SECUNDARIO

Q	h <sub>i</sub>	V	A <sub>s</sub>	C <sub>s</sub>	t <sub>s</sub>
en l/min	en M	en l	en M <sup>2</sup>	en M <sup>3</sup> /M <sup>2</sup> d	en min
0.5	0.64	30.53	0.101	3.90	77.06
0.5	0.56	25.00	0.139	5.10	51.60
0.5	0.49	17.36	0.106	6.79	34.72
0.3	0.64	30.56	0.101	2.39	120.43
0.3	0.56	25.00	0.139	3.11	86.00
0.3	0.49	17.36	0.106	4.07	57.07
0.1	0.64	30.53	0.101	0.79	305.30
0.1	0.56	25.00	0.139	1.04	250.00
0.1	0.49	17.36	0.105	1.36	173.60

h<sub>i</sub>, Altura del nivel del agua

V, Volumen

A<sub>s</sub>, Area superficial

C<sub>s</sub>, Carga superficial

t<sub>s</sub>, Tiempo de sedimentación

Tabla 3

## CARACTERISTICAS HIDRÁULICAS DEL TANQUE DE AERACIÓN

No. CENDILLAS UTILIZADAS	Q, en l/min	V, en l	tr, en min
1	8.5	28.23	56.4
2	8.5	56.46	112.9
3	8.5	84.78	169.4
4	8.5	112.93	225.8
5	8.5	141.16	282.3
6	8.5	169.46	338.8
1	8.3	28.23	94.1
2	8.3	56.46	188.2
3	8.3	84.78	282.9
4	8.3	112.93	376.4
5	8.3	141.16	470.5
6	8.3	169.46	564.6
1	8.1	28.23	282.3
2	8.1	56.46	564.6
3	8.1	84.78	847.8
4	8.1	112.93	1129.3
5	8.1	141.16	1411.6
6	8.1	169.46	1694.4

## PARTE EXPERIMENTAL DEL TRABAJO DESARROLLO EXPERIMENTAL EN LA "PLANTA CERRO DE LA ESTRELLA"

### 5.1 Desarrollo Del Experimento En La Planta "CERRO DE LA ESTRELLA"

La realización de esta actividad tiene como fundamento y justificación el apoyar lo que se considera como una de las acciones mas importantes que, en materia de tratamiento y reuso, puede realizarse en el corto plazo, es decir, la habilitación del tercer modulo de tratamiento, de la planta de tratamiento de aguas residuales "CERRO DE LA ESTRELLA", cuyo efluente ( $1 \text{ m}^3/\text{s}$ ) tendrá un nivel de calidad mayor que el actual debido a la adición de tres procesos: espumación, nitrificación en tanque de aeración y filtración en medio dual.

Esta calidad del agua permitirá emprender la diversificación de los usos del agua renovada, estrategia para los usos industriales, agrícola y los excedentes de producción, hacia recarga del acuífero en la zona del canal nacional.

El diseño de la unidad del dispositivo experimental involucra la inserción del proceso de espumación entre el sedimentador primario y el tanque de aeración, lo cual supone introducir cambios favorables en la biodegradabilidad de las aguas residuales.

### 5.2 Diseño del Dispositivo Experimental "Cerro de la Estrella"

La presencia de detergentes constituye un obstáculo inhibitorio para el proceso de lodos activados, además de representar efectos nocivos para algunos usuarios de agua renovada (suelos, cultivos, pastos, etc.), en consecuencia el empleo de una unidad de espumación tendrá un efecto positivo en términos de optimizar la calidad producida además de favorecer las condiciones en que se efectúe la biodegradación de materia orgánica. Este efecto debe reflejarse en los valores de los constantes cinéticas.

### 5.3 Evaluación de la Planta Prototipo

Evaluar la tratabilidad de las aguas influentes a la planta, incluyendo un espumador como proceso complementario al tratamiento convencional, para comprobar lo diseñado para la rehabilitación del tercer modulo de la planta de tratamiento de agua residual "Cerro de la Estrella".

Aplicación de un proceso alterno (espumador), al sistema convencional de tratamientos de lodos activados, obtención de constantes cinéticas, y compararlas con las utilizadas en el dimensionamiento del tercer modulo del "CERRO DE LA ESTRELLA".

#### 5.4 Ubicación de los Dispositivos

La experimentación se efectuara en los dispositivos experimentales de la "PLANTA CERRO DE LA ESTRELLA", a un costado de la caja partidora unidad norte, ocupando un área aproximado de 90 m<sup>2</sup> como lo muestra la figura. Dicha ubicación se considera adecuada ya que, en esta parte es representativa el agua a tratar porque inicia su proceso de depuración dentro del sistema.

#### 5.5 Metodología del diseño experimental

- Ubicación de los dispositivos experimentales
- Adaptación del proceso unitario "espumación", actividades realizadas
- Programa de monitoreo
- Condiciones propuestas para el arranque del proceso. Memoria de cálculo
- Control del proceso en estado en estable
- Procesamientos de datos experimentales como espumador y sin espumador
- Obtención de parámetros de diseño
- Evaluación del espumador
- Figuras de la experimentación.

#### 5.6 Adaptación del Espumador, e Instalación del Dispositivo Experimental en la "PLANTA CERRO DE LA ESTRELLA" y Condiciones Operativas.

El proceso unitario de espumación tiene como objetivo remover principalmente detergentes (expresado como sustancias activas superficialmente S.A.A.M.) que ocasionan problemas en el proceso de lodos activados; por consiguiente el espumador se ubicara después de los espumadores primarios y antes de los reactores biológicos.

Por datos del laboratorio, se tienen concentraciones de detergentes de 15 mg/l y la concentración máxima deseada en el efluente es de 1 mg/l. con base en las experimentaciones realizadas en tratamiento avanzado (osmosis inversa) se encontró que los parámetros característicos en operación son la relación aire/agua con un valor de 7 y el tiempo de retención hidráulico de 13.24 min.

Para cumplir con lo anterior se adapto un dispositivo experimental para que funcionara como espumador, Las actividades realizadas para la modificación y adaptación de este espumador fueron las siguientes:

- Desarrollo físico del modulo
- Pruebas de estanqueidad
- Adaptación de difusores
- Tinas de conducción de aire
- Adaptación de medidor de flujo
- Líneas de conducción de influente, efluente y drenaje
- Pruebas hidráulicas.

## 5.7 Condiciones Experimentales del Espumador

Altura	$h = 0.377 \text{ m}$
Volumen	$(V_a) = 19.86 \text{ l}$
No. de mamparas	$N_m = 2$
Volumen por celda	$V_c = 28.23 \text{ l}$
Caudal del agua	$Q_i = 1.5 \text{ l/min}$
Caudal de aire	$Q_a = 10.5 \text{ l/min}$
Tiempo de retención	$TRH = 13.24 \text{ min}$
Relación aire entre agua	$(r) = 7$
No. de difusores largo	Difusores 3 fibra de vidrio, 20 cm de largo

Estas condiciones obligaron a la inclusión de 2 celdas del tanque, donde una de ellas funciono como espumador y la otra como cárcamo de almacenamiento para alimentar a los reactores, adaptándose una canaleta para la recolección de espumas. Para tener el tiempo de retención hidráulico en el espumador se opto por disminuir el volumen del tanque ya que este generaba TRH 18.82 min; esto se logro colocando un falso fondo.

Por otra parte la cantidad de aire requerido se tiene directamente de la relación aire/agua = 7, por lo tanto la cantidad que se necesita para un gasto de 1.5 l es de 10.5 l/min. Trabajando con tres difusores de fibra de vidrio cuya longitud es de 20 cm.

## 5.8 Programa de Muestreo

El programa de muestreo diseñado por esta experimentación, tiene como propósito el obtener la información necesario para el cálculo de las constantes cinéticas establecidas en el modelo de ECKENFELDER (ref 30 ), así como proporcionar datos para el control de procesos para lo cual se utilizara las técnicas "relacion alimento-microorganismos constantes" "Control microscópico de lodos" y "Evaluacion del indice volumétrico de lodos".

Como una herramienta auxiliar se evaluaran las variaciones en las concentraciones de SSVLM, si bien esta técnica no será definitiva en el control del proceso, debido a las deficiencias de que se adolece.

Las determinaciones del laboratorio comprenderán los análisis fisico químicos marcados en el formato de monitoreo de proceso (Formato 1), estos parámetros se determinaran dos veces a la semana para efectos del control de procesos y generación de datos básicos. Por otra parte, para evaluar la calidad alcanzada, se realizara un muestreo cada 15 días de los parámetros que se marcan en el formato 2 "Resultados analíticos", Tanto del influente como del efluente.

Los análisis de campo se realizarán diariamente como apoyo a la operación de los dispositivos experimentales ya que, estos permiten apoyar el control del proceso. Estas determinaciones se muestran en el formato 1, señaladas con un asterisco y son: temperatura, oxígeno disuelto, tasa de consumo de oxígeno (TCO) velocidad de zona de sedimentación (VZS) y sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (SSVLM) por centrifuga.

La toma de muestra se realizara a las 7:30 A.M. (martes y jueves).

Para la toma de muestra los recipientes utilizados deben estar debidamente etiquetados como se describe a continuación para los sitios de muestreo descrito en la figura.

#### MUESTRA 1:

Influyente común.- Se toma de la llave reguladora, efectúa en forma individual.

#### MUESTRAS 2 3 y 4:

Son muestras compuestas, recolectadas de acuerdo de la siguiente metodología:

- se cierra el sistema en el reactor se suspende alimentación, recirculación de lodos y se tapan entradas y salidas del tanque de aereación.
- se hacen regresar los lodos del sedimentador secundario al tanque de aereación, se da un tiempo aproximado de 10 min. para homogeneización.
- Se extrae la muestra por volúmenes iguales del reactor a igual profundidad (parte media del tirante operativo).

#### MUESTRAS 5, 6 Y 7

Efluente Final.- Se toma en forma simple del conducto de salida conectado al vertedor del sedimentador secundario de cada uno de los módulos.

#### MUESTRAS 8, 9 Y 10:

Línea de Recirculación.- Se realiza cuando opera la bomba y manteniendo la manguera a la misma altura de la entrada del reactor, se toma la muestra.

ANÁLISIS MICROSCÓPICO.- Se toma de la muestra del licor mezclado, el frasco se introduce al recipiente donde fueron colectadas las muestras (2, 3 y 4). Para el vaciado de los resultados de este análisis se muestra la hoja de trabajo para examen microscópico. (formato 3).

Para llevar un control adecuado durante la experimentación, es necesario que los resultados de los parámetros afectados en el campo se registren en reportes de operación (Formato 4), Los cuales se elaboran diariamente con el propósito de obtener una concentración adecuada de datos y facilitar con esto la toma de decisiones.

Así mismo en el formato 5 se muestra el reporte que debe enviarse diariamente al control de operación para sustentar la toma de decisiones en cuanto a la dirección de experimentación.

### 5.9 Condiciones de Arranque del Proceso de Lodos Activados. Memoria de Cálculo

GASTO INFLUENTE ( $Q_i$ ) por condiciones de diseño y construcción del dispositivo se fija como sigue:

$$Q_i = 0.5 \text{ l/min (influyente a cada modulo)}$$

Volumen de los tanques de aereación ( $V_a$ ) por condiciones de construcción, su volumen esta determinado como un prisma cuadrangular en los tres módulos.

$$V_a = 169.41 = 0.1694 \text{ m}^3$$

TASA DE RECIRCULACIÓN ( $r$ ) La tasa de recirculación usual para toda las actividades oscila entre 20-30 % respecto al caudal influente, por lo que se experimenta con las recirculaciones siguientes:

$$\text{Modulo 1} = 20 \%$$

$$\text{Modulo 2} = 30 \%$$

$$\text{Modulo 3} = 40 \%$$

DQO INFLUENTE. Los datos reportados por el laboratorio fueron procesados al 50 % de probabilidad, obteniéndose:

$$\text{DQO soluble} = S_1 = 169 \text{ mg/l}$$

Cálculo de la concentración DQO en la mezcla de agua cruda con recirculada en el tanque de aeración ( $S_o$ ) con las tasas de recirculación para cada módulo y la expresión siguiente:

$$S_o = \frac{S_1 + r S_e}{(1 + r)} \quad S_e = \text{DQO efluente}$$

$$\text{Modulo 1 } S_o = 169 + 0.20 (25)/(1 + 0.20) = 145 \text{ mg/l}$$

$$\text{Modulo 2 } S_o = 169 + 0.30 (25)/(1 + 0.30) = 135.76 \text{ mg/l}$$

$$\text{Modulo 3 } S_o = 169 + 0.40 (25)/(1 + 0.40) = 127.86 \text{ mg/l}$$

Concentración Se Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor Mezclado (SSVLM). Los datos promedio al 50 % reportados por laboratorio son:

$$\text{SSVLM} = 1045$$

$$\text{SSVLM} = 2125$$

De lo anteriores se elige:

$$\text{Modulo 1} = 1000$$

$$\text{Modulo 2} = 1500$$

$$\text{Modulo 3} = 2000$$

condiciones críticas

Valor promedio que maneja la planta

Valor ideal para el proceso de lodos activados.

Gasto de recirculación:

$$Q_r = Q_{ir}$$

$$\text{Modulo 1 } Q_r = (0.5) (0.20) = 0.1 \text{ l/min}$$

$$\text{Modulo 2 } Q_r = (0.5) (0.30) = 0.15 \text{ l/min}$$

$$\text{Modulo 3 } Q_r = (0.5) (0.40) = 0.20 \text{ l/min}$$

Sólidos suspendidos Volátiles en la Recirculación (SSVr)

$$\text{SSVr} = \frac{Q_i \text{SSVLM} + Q_r \text{SSVLM}}{Q_r}$$

$$\text{Modulo 1 SSVr} = 0.5 (1000) + (0.10) (1000)/0.10 = 6000 \text{ mg/l}$$

$$\text{Modulo 2 SSVr} = 0.5 (1500) + (0.15) (1500)/0.15 = 6500 \text{ mg/l}$$

$$\text{Modulo 3 SSVr} = 0.5 (2000) + (0.20) (2000)/0.20 = 7000 \text{ mg/l}$$

Relación Sustrato microorganismos (F/M)

$$F/M = \frac{DQO Q_o}{SSVLM V_a}$$

$$DQO = S_o$$

$$Q_o = Q_i + Q_r$$

$$\text{Modulo 1 } F/M = (145) (0.6) (1440)/(1000) (169.4) = 0.73 \text{ d}^{-1}$$

$$\text{Modulo 2 } F/M = (135.76)(0.65)(1440)/(1500) (169.4) = 0.5 \text{ d}^{-1}$$

$$\text{Modulo 3 } F/M = (127.86)(0.7)(1440)/(2000) (169.4) = 0.38 \text{ d}^{-1}$$

En la tabla se tienen condensadas las condiciones del arranque del proceso.

## 5.10 Control del Proceso en Estado Estable

El proceso se considera estable en el momento en que los valores de la tasa de consumo de oxígeno y la demanda química de oxígeno presentan un intervalo pequeño de oscilación en sus valores, de tal forma que se les puede considerar constantes. Para el caso de esta experimentación el estado estable se alcanzó en un tiempo aproximado de 20 días; tanto para la fase experimental únicamente convencional como para la fase en la que se implantó el espumador.

## 5.11 Procesamiento de la Información

**PRIMERA ETAPA.** Experimentación sin espumador.- La experimentación tuvo una duración aproximada de tres meses, generándose la información necesaria y confiable, ya que, el 80 % de esta se utilizó para el cálculo de las constantes cinéticas. En las tablas se tiene un resumen de los datos promedios con los cuales se realizaron los cálculos.

**SEGUNDA ETAPA,** Experimentación con el espumador antecedido a los reactores biológicos.- En esta etapa la experimentación tuvo duración aproximada de dos meses, de los datos obtenidos solo el 60 % se aprovechó para el cálculo de las constantes (Esto debido a las fallas continuas que presentó el equipo electromecánico). En las tablas se muestran los datos promedio con los cuales se obtuvieron los valores de las constantes cinéticas.

### A) Obtención de los parámetros de diseño (Constantes cinéticas)

Para la obtención de las constantes cinéticas se utilizó el modelo matemático de ECKENFELDER, de acuerdo a las siguientes ecuaciones:

Determinación de la constante de remoción  $K(d^{-1})$  y el material no biodegradable medido como DQO (Se).

$$\frac{S_0 - S_e}{X_v, \text{at}} = b + m \text{ Se}$$

### B) Cálculo de la constante de requerimiento de oxígeno para el proceso de respiración endógena.

Para el cálculo de la constante de requerimiento de oxígeno para el proceso de respiración endógena  $b'(d^{-1})$  y la constante de requerimiento de oxígeno para síntesis  $a'(Kg O_2/kg \text{ total de DBO removida})$ .

$$\frac{R_r}{X_v, a} = b' + a' \frac{(S_0 - S_e)}{X_v, \text{at}}$$

Cálculo de la constante de producción de lodps a (kg SSVLM/kg total de DBO removida) y la constante de respiración endógena b(d<sup>-1</sup>)

$$\frac{X_v}{V} = b + a \frac{S_o - S_e}{X_v, a t}$$

Los resultados obtenidos, es decir la cinética tanto para la experimentación convencional (gráficas) como en las que se incluyo el espumador (gráficas) se muestra en la tabla.

## 5.12. Evaluación del Espumador

En la tabla se resumen los resultados alcanzados por este equipo y como se puede observar, las eficiencias son variables para diferentes condiciones de contratación de Sustancias Activas al Azul de Metileno (SAAM) en el efluente, Cabría suponer que a mayores concentraciones en la entrada, el sistema debería ofrecer mejor respuesta, de acuerdo a la experiencia que se tiene de agua residual, con lo cual se cumplen 6 de los 7 resultados que rebasan la concentración inicial promedio (15.35 mg/l) en los que se alcanzan eficiencias superiores al promedio (57 %). Sin embargo, para las concentraciones inferiores a la media, la eficiencia no presenta esta correlación lineal, ya que las eficiencias menores a la media se presentan en 5 de estos 10 casos, encontrándose los 5 restantes para concentraciones relativamente altas.

Las condiciones tanto de variabilidad de la concentración de SAAM en el efluente (valor mínimo 4.03 mg/l y valor máximo de 9.58 mg/l) como de la falta de congruencia en la relación carga SAAM y eficiencia, reflejan que el control del proceso no fue el óptimo.

En consecuencia, parece evidente que una política de operación racional para el control de este proceso radica en la variación proporcional del caudal del aire suministrado en función de la concentración de SAAM y así mismo de los tirantes aerativos y los mecanismos de difusión del aire comprimido.

A pesar de lo anterior, al comparar los datos de concentración de materia orgánica en el efluente, expresada como DQO, de las tablas se observan que como cabría esperar las concentraciones para la etapa en la que se incluye el espumador son mas bajas, este efecto puede atribuirse al cumplimiento de la experimentación (la eliminación de SAAM como obstáculo inhibitorio para la biodegradación) o bien para la preparación que se tiene en el espumador, o bien en ambas causas a la vez.

Cabe señalar que durante la etapa experimental se redujeron al mínimo los problemas operativos causados por espumas en el tanque de aeración.

5.13 Condiciones De Arranque De Proceso Para Los Dispositivos De Tratamiento "Cerro De La Estrella" Sin Espumador, Con Espumador

MODULO	1	2	3
Gasto Influyente $Q_i$ (=) l/min	0.5	0.5	0.5
Volumen del reactor $V_a$ (=) l	169.4	169.4	169.4
Tasa de recirculación $r = Q_r/Q_i$	0.20	0.30	0.40
DQO influente al reactor $S_o$ (=) mg/l	145	135.76	127.86
SSVLMXv, a (=) mg/l	1000	1500	2000
Gasto de recirculación $Q_r$ (=) l/min	0.10	0.15	0.20
SSVrXvr (=) mg/l	6000	6500	7000
Relación F/M (=) $d^{-1}$	0.73	0.5	0.38

ESPUMADOR                      Tiempo de retención                      Gasto de aire  
 Gasto influente                      Hidráulico  
 $Q_i = 1.5$  l/min                      TRH = 13.6 min                       $Q_a = 10.5$  l/min.

ETAPA DE TRATAMIENTO CONVENCIONAL

TABLA1: Datos para la obtención de la constante cinética K

PARÁMETRO

	$S_o$ mg/l	$S_e$ mg/l	$X_{va}$ l/d	$Q_i$ l/d	t d	$S_o-S_e$ mg/l	$X_{va} t$ mg d/l	$S_o-S_e$ $X_{va}, t$
REACTORES								
1	157.58	63.52	785.11	866.5	0.195	94.03	53.09	0.614
2	145.92	60.41	1044.24	851.14	0.178	89.2	185.87	0.479
3	140.16	45.06	1750.3	877.17	0.165	55.09 2	88.8	0.329

TABLA2: Datos para la obtención de las constantes a, b

PARÁMETROS

	Xv/V mg/l <sup>-d</sup>	Xva,t mg d/l	So-Se <sub>1</sub> -----d <sup>-1</sup> Xva,t	Xu/V <sup>1</sup> -----d <sup>-1</sup> Xva	Xva mg/l	Vp l/d	Vlanque 1
REACTORES							
1	84.57	153.09	0.614	0.552	785.11	--	169.4
2	104.42	185.87	0.479	0.561	1044.24	--	169.4
3	63.85	288.8	0.329	0.22	1750.3	--	169.4

TABLA3: Datos para la obtención de las constantes a', b'

PARÁMETROS

	Xv,a mg/l	Rr (TCO) mg/l <sup>-d</sup>	Rr -----d <sup>-1</sup> Xva	So-Se <sub>1</sub> -----d <sup>-1</sup> Xva,t
REACTORES				
1	785.11	384.52	0.489	0.614
2	1044.24	452.16	0.433	0.479
3	1750.3	610.86	0.349	0.329

ETAPA CON INCLUSIÓN DE ESPUMADOR COMO PROCESO ALTERNO

TABLA4: Datos para la obtención de la constante cinética K

PARÁMETROS

	So mg/l	Se mg/l	Xva l/d	Qi l/d	t d	So-Se mg/l	Xva t mg d/l	So-Se <sub>1</sub> -----d <sup>-1</sup> Xva,t
REACTORES								
1	148.13	25.71	1185	723.46	0.1937	121.94	229.6	0.5311
2	137.00	25.08	1546.73	729.67	0.1798	111.73	278.16	0.4046
3	127.21	21.78	1819	730.90	0.1652	104.95	300.58	0.3491

TABLA5: Datos para la obtención de las constantes cinéticas a, b

PARÁMETROS

	Xv/V mg/l <sup>-d</sup>	Xva,t mg d/l	So-Se -----d <sup>-1</sup> Xva,t	Xu/V <sub>i</sub> -----d <sup>-1</sup> Xva	Xva mg/l	Vp l/d	Vtanque 1
REACTORES							
1	6.992	227.43	0.5311	0.0351	1185	--	169.4
2	9.13	278.16	0.4016	0.328	1547	--	169.4
3	10.73	300.58	0.3491	0.0356	1819	--	169.4

TABLA6: Datos para la obtención de las constantes a', b'

PARÁMETRO

	Xv,a mg/l	Rr (TCO) mg/l <sup>-d</sup>	Rr -----d <sup>-1</sup> Xva	So-Se -----d <sup>-1</sup> Xva,t
REACTORES				
1	11.85	395.51	0.3337	0.5311
2	1546.73	420.23	0.2717	0.4016
3	1819	496.43	0.2728	0.3491

TABLA 7

5.14 CONSTANTES CINÉTICAS

NOMBRE	NOMENCLATURA	UNIDADES	VA LOR	
			Convencional	Con Espumador
REMOCION DE SUST	k	d <sup>-1</sup>	0.015	0.036
PRODUC. DE LODOS	a	(*)	1.16	0.43
RESPIR. ENDOGENA	b	d <sup>-1</sup>	0.14	0.317
TASA DE CONSUMO DE O <sub>2</sub> PARA SINTESIS	a'	(**)	0.491	0.361
TASA DE CONSUMO DE O <sub>2</sub> FASE ENDOGENA	b'	d <sup>-1</sup>	0.185	0.138
MATERIAL NO BIODEGRADABLE	Sn	mg/l	24.0	15.0

Kg SSVLM

\* -----  
kg Total DBO removida

Kg O<sub>2</sub>

\*\* -----  
kg Total DBO removida

TABLA 8

5.15 RESULTADOS Y EFICIENCIAS DEL ESPUMADOR

CONCENTRACIÓN DE SAAM EN EL INFLUENTE (mg/l)	CONCENTRACIÓN DE SAAM EN EL EFLUENTE (mg/l)	% REMOCIÓN
14.6	5.8	61.64
15.3	4.4	71.24
13.2	6.02	54.53
11.87	6.02	49.28
15.52	6.75	56.5
11.41	4.67	59.07
19.17	7.3	61.92
19.40	4.29	77.88
19.17	6.39	66.66
19.17	6.39	66.66
14.6	5.8	61.64
18.72	6.39	65.86
17.35	7.41	57.29
15.06	9.03	40.00
-13.69	8.67	37.00
15.1	8.95	40.73
16.43	9.58	41.69
12.8	7.04	45.00
10.95	4.03	63.00
14.86	5.2	65.00
14.0	6.8	51.4
$\bar{X} = 15.35$	$\bar{X} = 6.50$	$\bar{X} = 57.6$

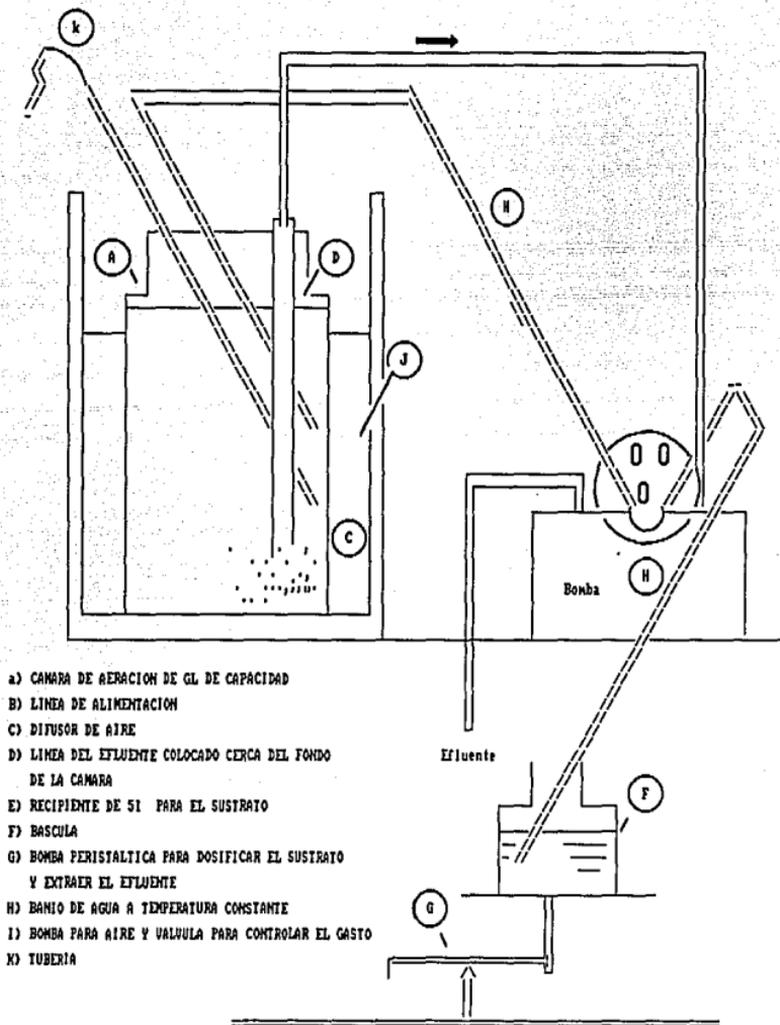
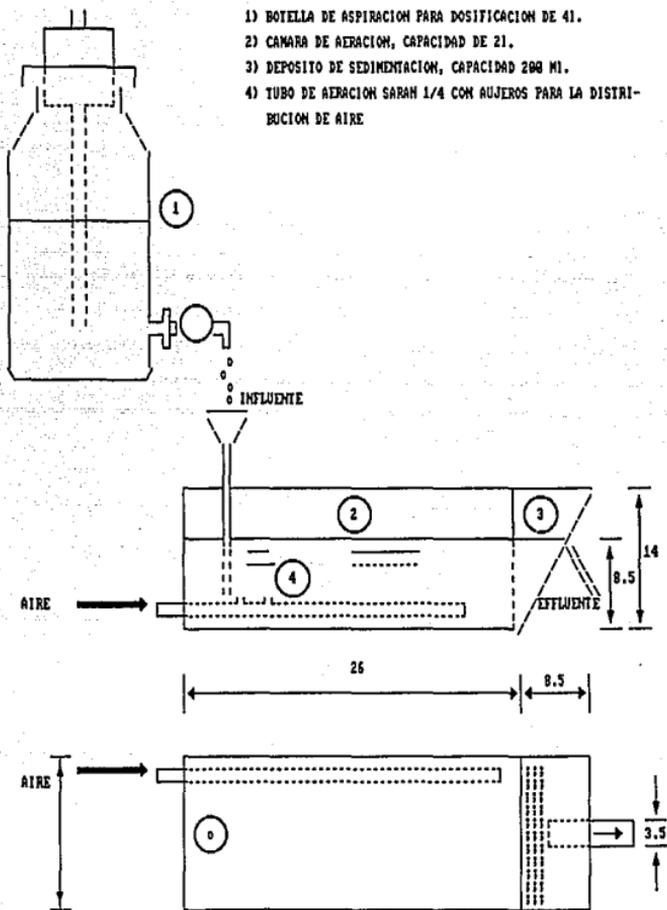
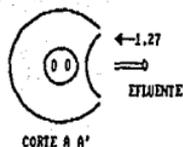
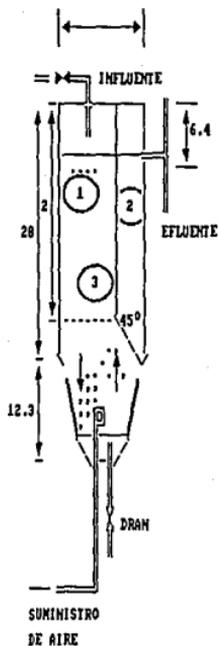


FIGURA 11 APARATO DE FLUJO CONTINUO GARRATT Y SAWYER.

- 1) BOTELLA DE ASPIRACION PARA DOSIFICACION DE 41.
- 2) CAMARA DE AERACION, CAPACIDAD DE 21.
- 3) DEPOSITO DE SEDIMENTACION, CAPACIDAD 200 MI.
- 4) TUBO DE AERACION SARAH 1/4 CON AUJEROS PARA LA DISTRIBUCION DE AIRE

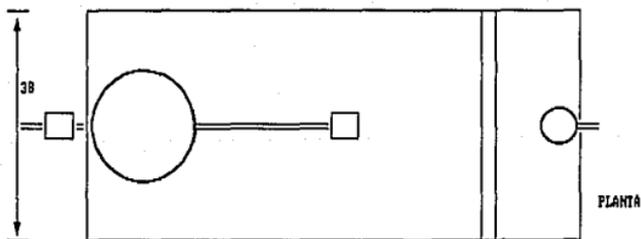
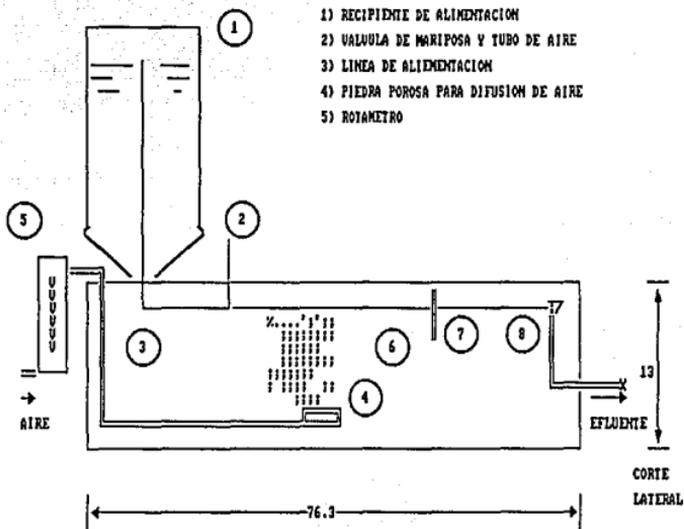


**FIGURA 12** DIAGRAMA DE LA UNIDAD DE FLUJO CONTINUO USADA EN LOS EXPERIMENTOS DE LODOS ACTIVADOS. - Hatfield y Strong -



- 1) CAMARA DE AERACION
- 2) CAMARA DE SEDIMENTACION
- 3) SEPARADOR HECHO DE UNA SECCION LONGITUDINAL DE 25 CM Y DE 10.16 CM DE DIAMETRO CORTADA A LA MITAD LONGITUDINALMENTE. EL EXTREMO SE DOBLA A UN ANGULO DE 45°. LA PARTE INFERIOR SE CIERRA CON UNA PLACA DE PLEXIGLAS DE TAL MANERA QUE AMBOS COMPARTIEMENTOS SE CONECTAN POR UNA ABERTURA DE 1.27 CM (1/2 PULG.) DE ANCHO POR 10.16 CM (4 PULG.) DE PERIMETRO

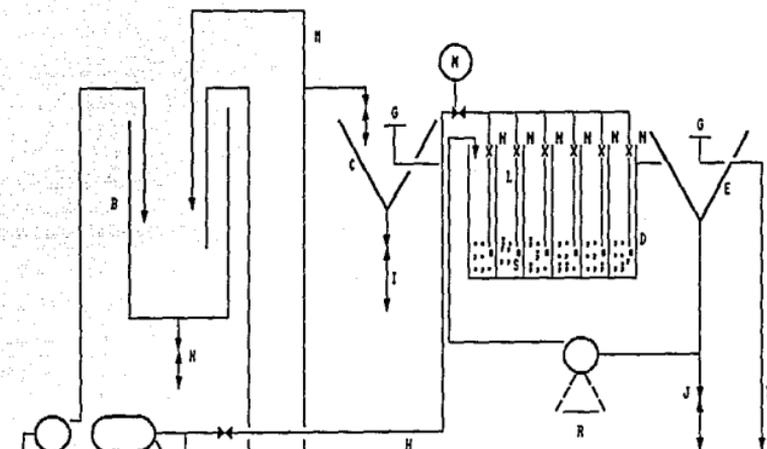
FUGURA 13 UNIDAD DE LODOS ACTIVADOS ( LUDZACK )



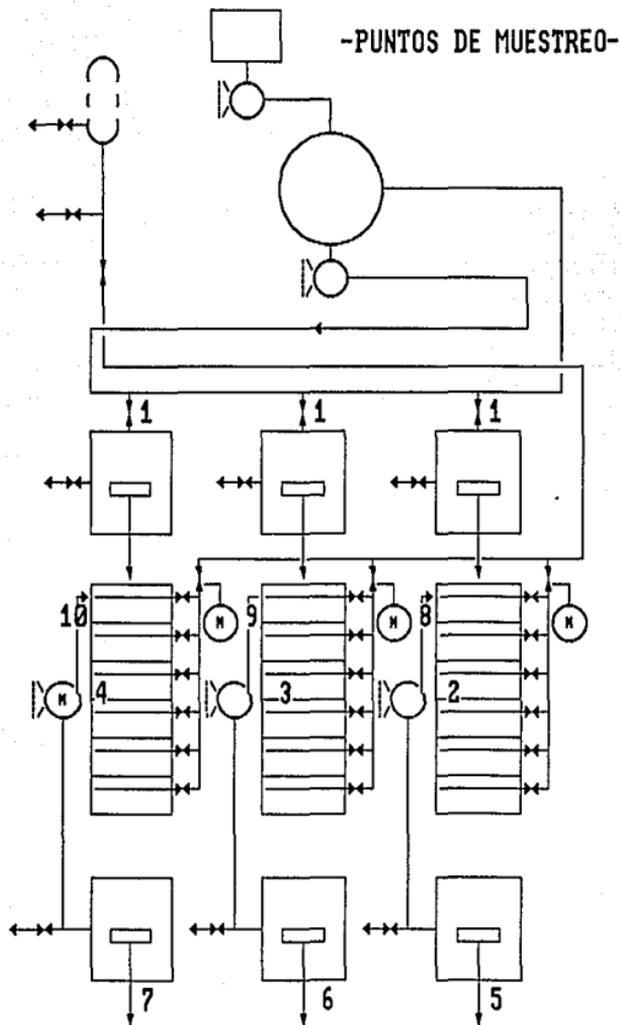
- 1) RECIPIENTE DE ALIMENTACION
- 2) VALVULA DE MARIPOSA Y TUBO DE AIRE
- 3) LINEA DE ALIMENTACION
- 4) PIEDRA POROSA PARA DIFUSION DE AIRE
- 5) PARAMETRO
- 6) BAFLE
- 7) TANQUE DE AERACION
- 8) SALIDAD

Fig.14 tanque de aeracion  
 -DREHWING AND NEMEROW-

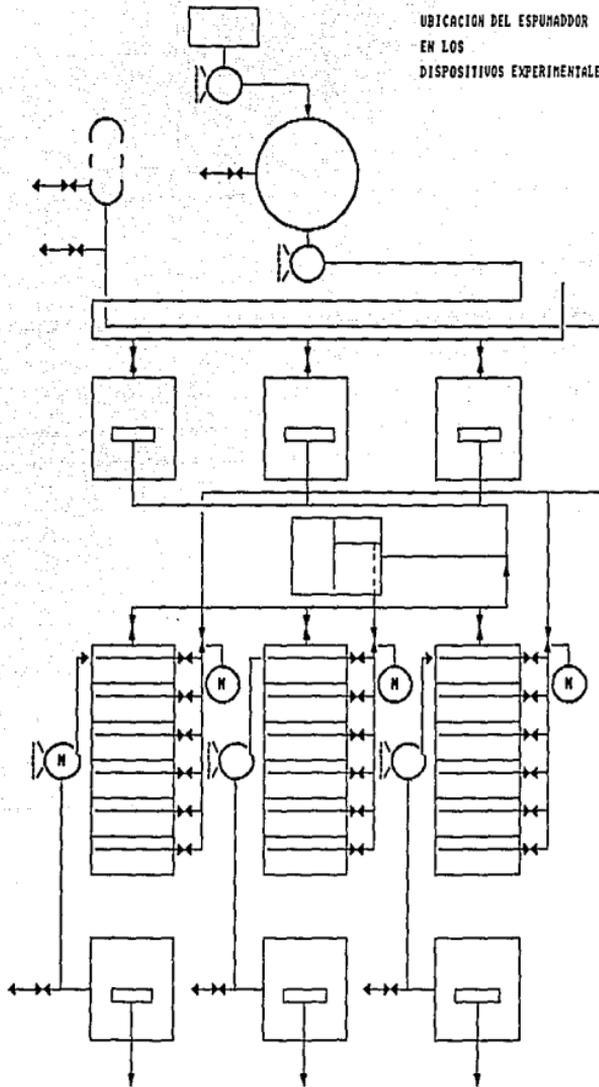
DIAGRAMA EN PERFIL DE UN MODELO DE UN DISPOSITIVO EXPERIMENTAL

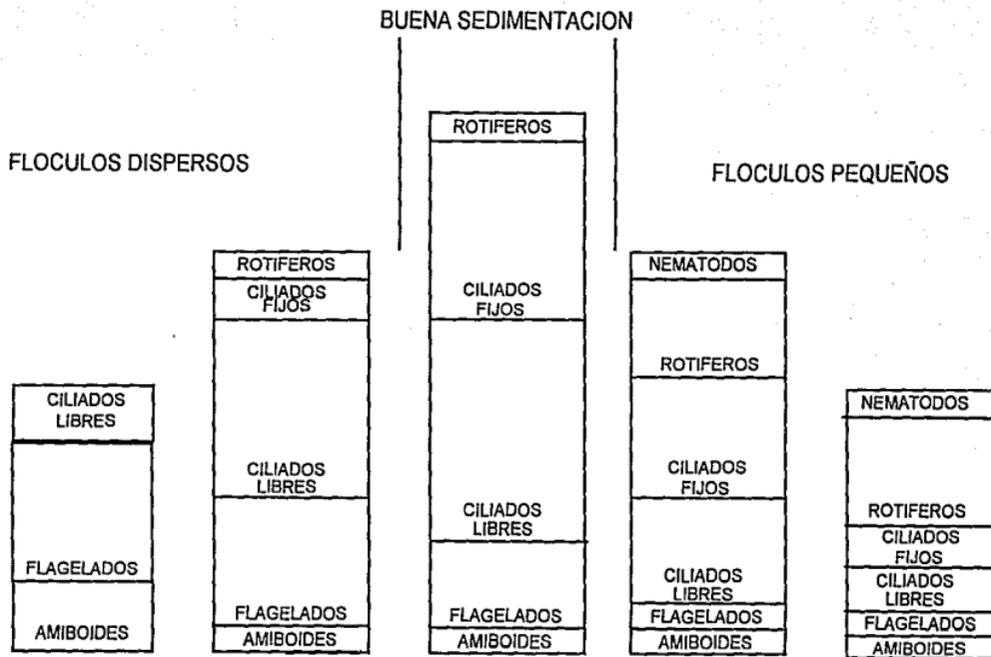


- (A) CARCANO
- (B) TANQUE DE ALMACENAMIENTO
- (C) CLARIFICADOR PRIMARIO
- (D) SISTEMA DE AERACION
- (E) CLARIFICADOR SECUNDARIO
- (F) BOMBA DE SUMINISTRO DE AGUA
- (G) VEREDORES
- (H) LINEA DE CONDUCCION DE AGUA
- (I) VALVULA DE PURGA CLARIFICADOR PRIMARIO
- (J) VALVULA DE PURGA CLARIFICADOR SECUNDARIO
- (K) COMPRESOR DE AIRE
- (L) MANEJAS
- (M) LINEA DE PURGA TANQUE DE ALMACENAMIENTO
- (N) BOMBA DE ALIMENTACION DE AGUA AL PROCESO
- (O) VALVULA DE PURGA DE LA COMPRESORA DE AIRE
- (P) VALVULA DE PURGA DE LA LINEA DE AGUA
- (Q) BOMBA DE RECIRCULACION DE LODO
- (R) DIFUSORES
- (S) LINEA DE AGUA TRATADA A CLORACION



UBICACION DEL ESPUNHADOR  
EN LOS  
DISPOSITIVOS EXPERIMENTALES





NUMERO RELATIVO DE MICROORGANISMOS SEGUN  
LA CALIDAD DE LODOS

### BITACORA DE OPERACION

Planta _____				Turno _____			
Fecha _____				Jefe de Turno _____			
UNIDAD I				UNIDAD II			
Reporte de Gastos				Reporte de Gastos			
PUNTO	GASTO	HORA	CARACTERISTICAS	PUNTO	GASTO	HORA	CARACTERISTICAS
Influyente (Us)							
Recirculación (Us)							
Purga (Us)							
Aire (Us)							
Cloro (Us)							
Efuyente (Us)							
OBSERVACIONES				OBSERVACIONES			
Jefe de Turno:				Jefe de Turno:			

**BITACORA DE OPERACION**

PLANTA:						FECHA:											
TURNO MATUTINO						TURNO VESPERTINO						TURNO NOCTURNO					
Jefe de Turno						Jefe de Turno						Jefe de Turno					
UNIDAD I			UNIDAD II			UNIDAD I			UNIDAD II			UNIDAD I			UNIDAD II		
Sitio	Gasto	Hora															
Influente			Influente			Influente			Influente			Influente			Influente		
Recirculacion			Recirculacion			Recirculacion			Recirculacion			Recirculacion			Recirculacion		
U/seg			U/seg			U/seg			U/seg			U/seg			U/seg		
Purga			Purga			Purga			Purga			Purga			Purga		
U/seg			U/seg			U/seg			U/seg			U/seg			U/seg		
Aire			Aire			Aire			Aire			Aire			Aire		
m <sup>3</sup> /min			m <sup>3</sup> /min			m <sup>3</sup> /min			m <sup>3</sup> /min			m <sup>3</sup> /min			m <sup>3</sup> /min		
Cloro			Cloro			Cloro			Cloro			Cloro			Cloro		
U/seg			U/seg			U/seg			U/seg			U/seg			U/seg		
Efluente			Efluente			Efluente			Efluente			Efluente			Efluente		
U/seg			U/seg			U/seg			U/seg			U/seg			U/seg		
OBSERVACIONES			OBSERVACIONES			OBSERVACIONES			OBSERVACIONES			OBSERVACIONES			OBSERVACIONES		
FIRMA			FIRMA			FIRMA			FIRMA			FIRMA			FIRMA		
Jefe de Turno			Jefe de Turno			Jefe de Turno			Jefe de Turno			Jefe de Turno			Jefe de Turno		

**REPORTE DIARIO DE LA CALIDAD DE INFLUENTE Y EFLUENTE**

Planta _____ Tipo de Muestreo _____	Fecha _____ Analista _____
--	-------------------------------

PARAMETRO	INFLUENTE	EFLUENTE		UNIDAD	% REMOCION	
		U - I	U - II		U - I	U - II
pH						
Turbidez				UTM		
Temperatura				°C		
Alcalinidad Total				mg/(CaCO <sub>3</sub> )		
Dureza Total				mg/(CaCO <sub>3</sub> )		
Conductividad				umhos/cm		
Cloruros				mg/l		
Boro				mg/l		
Sólidos Totales				mg/l		
Sólidos Totales Volátiles				mg/l		
Sólidos suspendidos totales				mg/l		
Sólidos suspendidos volátiles				mg/l		
Sólidos sedimentales				mg/l		
Nitrógeno Amoniacal				mg/l		
Nitrógeno Total				mg/l		
Fósforo Total				mg/l		
Calcio Total				mg/l		
Magnesio Total				mg/l		
Sodio Total				mg/l		
Potasio Total				mg/l		
Hierro Total				mg/l		
Manganeso Total				mg/l		
Plomo Total				mg/l		
Cadmio Total				mg/l		
Mercurio Total				mg/l		
Arsénico Total				mg/l		
Cromo Total				mg/l		
Coliformes fecales				amp/100ml		
Coliformes Totales				amp/100ml		
DBO 5 soluble				mg/l		
DQO Total				mg/l		
DQO soluble				mg/l		
Grasas y aceites				mg/l		
S.A.A.M.				mg/l		
Hidrocarburos				mg/l		
Halogenados				mg/l		
Hidrocarburos alif. halogenados				mg/l		
Hidrocarburos arom. alogenados				mg/l		
Hidrocarburos poliaromáticos halogenados				mg/l		
Eteres halogenados				mg/l		
Nitrocompuestos alif.				mg/l		
Nitrocompuestos aromáticos				mg/l		
Fenoles clorados				mg/l		
Policlorobifenilos				mg/l		
Pesticidas clorados				mg/l		
Eteres del ácido ftálico				mg/l		
Oxígeno disuelto				mg/l		
Cloro residual				mg/l		

## 5.16 DISEÑO DEL TANQUE DE AERACIÓN

### INFLUENTE:

$$\begin{aligned} QF &= 500 \text{ l/s} \\ SSV &= XF = 130 \text{ mg/l} \\ DQO &= SF = 157 \text{ mg/l} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{TEMP. MIN.} &= 18.75^\circ\text{C} \\ \text{TEMP. MAX.} &= 22.00^\circ\text{C} \end{aligned}$$

### EFLUENTE:

$$\begin{aligned} SSVLM &= X_e = 50 \text{ mg/l} \\ DQO &= S_e = 39 \text{ mg/l} \end{aligned}$$

### REACTOR:

$$\begin{aligned} SSVLM &= X = 1\,200 \text{ mg/l} \\ SSVr &= X_r = 5\,200 \text{ mg/l} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{TEMP. MIN.} &= 7^\circ\text{C} \\ \text{TEMP. MAX.} &= 25^\circ\text{C} \end{aligned}$$

### CONSTANTES CINÉTICAS:

$$\begin{aligned} K &= 0.015 \text{ d}^{-1} \\ \theta &= 1.03 \text{ (Cte. Arrhenius para } K) \\ Y &= a = 1.16 \\ K_d &= b = 0.14 \\ \theta &= 1.05 \text{ (Cte. Arrhenius para } K_d \text{ y } b) \\ a' &= 0.491 \\ b' &= 0.185 \end{aligned}$$

CONCENTRACIÓN DE O.D. EN EL LICOR MEZCLADO = 2 mg/l

$$\begin{aligned} \alpha &= 0.83 \text{ a } 20^\circ\text{C} \\ \beta &= 0.91 \\ N_o &= 1.59 \text{ kgO}_2/\text{HP-hr} \end{aligned}$$

## 5.17 Memoria De Cálculo Para Diseño

### 5.17.1 Tasa aproximada de recirculación

$$r_a = \frac{X}{Xr-X} = \frac{1\ 200}{5\ 200 - 1\ 200} = 0.3$$

### 5.17.2. Concentración de DQO y SSV en la mezcla de agua cruda con recirculación

$$S_o = (S_F + r_a S_e)/(1 + r_a) \qquad X_o = X_f + r_a X_r / (1+r_a)$$

$$S_o = \frac{157 + 0.3 (39)}{1 + 0.3} = 129.7 \text{ mg/l}$$

$$S_o = \frac{130+0.3(5200)}{1 + 0.3} = 1300 \text{ mg/l}$$

### 5.17.3 Gasto de entrada al reactor

$$Q_o = Q_F (1 + r_a) \\ Q_o = 500 (1 + 0.3) = 650 \text{ l/s}$$

## 5.18 Cálculo de temperatura del agua cruda

### 5.18.1 Masa removida

$$\text{Kg DQO/d} = Q_o (S_o - S_e)(0.0864) = 650(129.7 - 39)(0.0864) = 5093.7$$

### 5.18.2 Estimación preliminar de potencia

$$\text{POTENCIA} = \frac{Q_o (S_o - S_e)(0.0864)}{15}$$

$$\text{POTENCIA} = \frac{650(129.7-39)(0.0864)}{15} = 339.5$$

$$4.3 \text{ Tw} = \frac{2\,500 \text{ (HP) } T_a + Q_o T_F (3.475 \times 10^5)}{2\,500 \text{ (HP) } + Q_o (3.475 \times 10^5)}$$

\* Temperaturas máximas:

$$\text{Tw} = \frac{2\,500 (339.5) (77) + 14.85 (71.6)(3.475 \times 10^5)}{2\,500 (339.5) + 14.85 (3.475 \times 10^5)}$$

$$\text{Tw} = 72.30^\circ\text{F} (22.10^\circ\text{C})$$

\* temperaturas mínimas:

$$\text{Tw} = \frac{2\,500 (339.5) (44.6) + 14.85 (65.7)(3.475 \times 10^5)}{2\,500 (339.5) + 14.85 (3.475 \times 10^5)}$$

$$\text{Tw} = 69.010^\circ\text{F} (20.30^\circ\text{C})$$

#### 5.19 Efectos de la temperatura del agua sobre las constantes cinéticas

Tw - 20

$$K_w = K_{20^\circ\text{C}}$$

$$\theta = 1.03 \text{ para } K$$

$$\theta = 1.05 \text{ para } K_d \text{ y } b'$$

- para T = 22.10°C

- para T = 20.30°C

$$K = 0.016$$

$$K_d = 0.1551$$

$$b' = 0.205$$

$$K = 0.0151$$

$$K_d = 0.1421$$

$$b' = 0.1877$$

#### 5.19.1 Tiempo de retención hidráulico

$$\text{TRH} = \frac{S_o - S_e}{K_x (S_e - S_n)} = \frac{129.7 - 39}{(0.0151)(1\,200)(39-24)} = 0.3337 \text{ d} \quad (8 \text{ h})$$

#### 5.19.2 Cálculo de relación F/M (en base a DQO sol.)

$$\text{F/M} = \frac{S_o}{X_t} = \frac{129.7}{1\,200(0.3337)} = 0.3238$$

### 5.19.3 Cálculo de DQO en el efluente respecto a la temperatura

\* Para T = 22.1oC

$$S_e = \frac{S_o}{1 + K X t} = \frac{129.7}{1 + 0.016 (1\ 200)(0.3337)} = 17.5 \text{ mg/l}$$

### 5.19.4 Cálculo del volumen del reactor

$$V = Q_o t = 650 (0.3337)(86.4) = 18\ 740.5 \text{ m}^3$$

### 5.19.5 Requerimiento de oxígeno

$$\text{KgO}_2/\text{d} = a' (S_o - S_e) Q_o + b' X V$$

\* Para T = 22.2oC

$$0.491(129.7-39)(650)(0.0864) + 0.205(1.2)(18\ 740.5) = 7\ 111.1 \text{ KgO}_2/\text{d}$$

\* Para T = 20.3oC

$$0.491(129.7-39)(650)(0.0864) + 0.1877(1.2)(18\ 740.5) = 6\ 722.1 \text{ KgO}_2/\text{d}$$

### 5.19.6 Crecimiento de biomasa

$$\Delta X u = Y (S_o - S_e) Q_o - K_d X V$$

\* Para T = 22.1oC

$$1.16(129.7-39)(650)(0.0864) - 0.155(1.2)(18\ 740.5) = 2\ 420.72 \text{ kg SSV/d}$$

\* Para T = 20.3oC

$$1.16(129.7-39)(650)(0.0864) - 0.1421(1.2)(18\ 740.5) = 2\ 713.07 \text{ kg SSV/d}$$

### 5.19.7 Cálculo de la tasa de recirculación

$$r = \frac{Q_o X - X_u - Q_o X_F}{Q_o (X_r - X)}$$

\* Para T = 22.1oC

$$\frac{650(1.2)(86.4) - 2420.72 - 650(0.13)(86.4)}{650(86.4)(5.2 - 1.2)} = 0.16$$

\* Para T = 20.3oC

$$\frac{650(1.2)(86.4) - 2713.07 - 650(0.13)(86.4)}{650(86.4)(5.2 - 1.2)} = 0.25$$

==> SE TOMA EL VALOR INICIAL DE r = 0.3

### 5.19.8 Determinación de caudales

A) De recirculación

$$Q_r = rQ_F = 0.3(500) = 150 \text{ l/s}$$

B) De la mezcla

$$Q_m = Q_F(1 + r) = 500(1 + 0.3) = 650 \text{ l/s}$$

C) De la purga

$$Q_w = \frac{X_u + Q_o X_F - Q_o X_e}{X_r - X_e}$$

\* Para T = 22.1oC

$$\frac{2420.72 + 650(86.4)(0.13) - 650(86.4)(0.05)}{(5.2 - 0.05)} = 1342 \text{ m}^3/\text{d}$$

\* Para T = 20.3oC

$$\frac{2713.07 + 650(86.4)(0.13) - 650(86.4)(0.05)}{(5.2 - 0.05)} = 1399 \text{ m}^3/\text{d}$$

D) Del efluente

$$Q_e = Q_o = 650 \text{ l/s}$$

#### 5.19.9 Balance del material para sólidos no volátiles (se asume que el 80% son SSV)

$$X_{NV,e} = \frac{Q_F X_{NV,F} + Q_r X_{NV,r}}{Q_e}$$

$$\frac{500(1245) + 150(5200/0.8)(0.2)}{650} = 1257.69 \text{ mg/l}$$

\* En la recirculación:

$$X_{NVr} = \frac{Q_F(r+1)(X_{NV,e})}{Q_r}$$

$$\frac{500(0.3 + 1)(1257.69)}{150} = 5450 \text{ mg/l}$$

#### 5.20.0 Carga de sólidos (SSV) en la purga

$$SSV_w = Q_w X_r$$

\* Para T = 22.1oC

$$1342(5.2) = 6978.4 \text{ kg/d}$$

\* Para T = 20.3oC

$$1399(5.2) = 7274.8 \text{ kg/d}$$

### 5.20.1 Cálculo del tiempo de retención celular

$$O_c = \frac{X V}{Q_w X_r - Q_e X_e}$$

\* Para T = 22.1oC

$$\frac{1\ 200(18\ 740.5)}{1\ 342(5\ 200) - 650(86.4)(50)} = 5.39\ d$$

\* Para T = 20.3oC

$$\frac{1\ 200(18\ 740.5)}{1\ 399(5\ 200) - 650(86.4)(50)} = 5.03\ d$$

### 5.20.2 Requerimiento de oxígeno para energía

$$KgO_2/d = a'(S_o - S_e) Q_o + (b' X_v)$$

\* Para T = 22.1oC

$$0.491(129.7 - 39)(650)(0.0864) + 0.205(1.2)(18\ 740.5) = 7\ 111.17$$

\* Para T = 20.3oC

$$0.491(129.7 - 39)(650)(0.0864) + 0.1877(1.2)(18\ 740.5) = 6\ 277.12$$

### 5.20.3 Requerimiento de potencia

$$M = \left| \alpha^{20-C} (1.024)^{t-20} \right| \left| \frac{C_s C_l}{9.2} \right|$$

\* Para T = 22.1oC

$$M = \left| 0.83(1.024)^{22.1-20} \right| \left| \frac{6.7 - 2.0}{9.2} \right| = 0.4457$$

\* Para T = 20.3oC

$$M = \left| \begin{array}{c} 0.83(1.024)^{22.3-20} \\ \frac{6.7 - 2.0}{9.2} \end{array} \right| = 0.4270$$

- Requerimiento de HP

$$\text{HP} = \frac{\text{kgO}_2/\text{h}}{\text{No M}}$$

\* Para T = 22.1oC

$$\frac{7\ 111.17/24}{1.59(0.4457)} = 418.11$$

\* Para T = 20.3oC

$$\frac{6\ 722.12/24}{1.59(0.4270)} = 412.54$$

- Nivel de potencia

$$\frac{\text{HP}}{\text{V}}$$

\* Para T = 22.1oC

$$\frac{418.11}{18\ 740.5} = 0.0223 \text{ HP/m}^3$$

\* Para T = 20.3oC

$$\frac{412.54}{18\ 740.5} = 0.0220 \text{ Hp/m}^3$$

#### 5.20.4 Dimensionamiento del tanque

$$A = \frac{V}{h} \quad h = 3.50\text{m}$$

$$A = \frac{18\,740.5}{3.5} = 5354.43\text{m}^2 \quad a = 60\text{m}$$

$$60 l = 5\,354.43$$

$$l = \frac{5\,354.43}{60} = 89.24 = 90.0\text{m}$$

largo = 90.00m  
ancho = 60.00m  
Prof. = 3.50m

#### 5.16' Diseño del Tanque de Aeración con Espumación

Influyente:

$Q_f = 400 \text{ L/S}$   
 $S_{sv} = X_f = 130 \text{ Mg/L}$   
 $D_{qo} = S_f = 157 \text{ Mg/L}$

Temp. Min. = 18.75oc  
Temp. Max. = 22.00oc

Efluente:

$S_{sv} = X_e = 50 \text{ Mg/L}$   
 $D_{qo} = S_e = 25 \text{ Mg/L}$

Reactor:

$S_{svm} = X = 1\,200 \text{ Mg/L}$   
 $S_{svr} = X_r = 5\,200 \text{ Mg/L}$

Temp. Min. = 7oc  
Temp. Max. = 25oc

Constantes Cinéticas:

$$\begin{aligned}K &= 0.036 \text{ D}^{-1} \\ \theta &= 1.03 \text{ (Cte. Arrhenius Para K)} \\ Y &= a = 0.43 \\ K_d &= b = 0.3169 \\ \theta &= 1.05 \text{ (Cte. Arrhenius Para Kd Y B')} \\ a' &= 0.3619 \\ b' &= 0.1381\end{aligned}$$

Concentración De O.D. En El Licor Mezclado = 2 Mg/L

$$\begin{aligned}\alpha &= 0.83 \text{ A } 20^{\circ}\text{C} \\ \beta &= 0.91 \\ N_o &= 1.59 \text{ Kgo}_2/\text{Hp-Hr}\end{aligned}$$

5.17' Memoria de Cálculo para Diseño

5.17.1' Tasa aproximada de recirculación

$$r_a = \frac{X}{X_r - X} = \frac{1200}{5200 - 1200} = 0.3$$

5.17.2' Concentración de DQO y SSV en la mezcla de agua cruda con recirculación

$$\begin{aligned}S_o &= (S_F + r_a S_e)/(1 + r_a) \\ S_o &= \frac{157 + 0.3(25)}{1 + 0.3} = 126.54 \text{ mg/l}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}X_o &= (X_F + r_a X_r)/(1 + r_a) \\ X_o &= 130 + 0.3(5200)/1 + 0.3 = 1300 \text{ mg/l}\end{aligned}$$

5.17.3' Gasto de entrada al reactor

$$\begin{aligned}Q_o &= Q_F (1 + r_a) \\ Q_o &= 400 (1 + 0.3) = 520 \text{ l/s}\end{aligned}$$

## 5.18 Cálculo de temperatura del agua cruda

### 5.18.1 Masa removida

$$\text{Kg DQO/d} = Q_0 (S_0 - S_e)(0.0864)520(126.54 - 25)(0.0864) = 4\,561.99$$

### 5.18.2. Estimación preliminar de potencia

$$\text{POTENCIA} = \frac{Q_0 (S_0 - S_e)(0.0864)}{15} =$$

$$\text{POTENCIA} = \frac{520(126.54 - 25)(0.0864)}{15} = 304.13$$

$$4.3 \text{ Tw} = \frac{2\,500 \text{ (HP)} T_a + Q_0 T_F (3.475 \times 10^5)}{2\,500 \text{ (HP)} + Q_0 (3.475 \times 10^5)}$$

\* Temperaturas máximas:

$$\text{Tw} = \frac{2\,500 (304.13) (77) + 11.87 (71.6)(3.475 \times 10^5)}{2\,500 (304.13) + 11.87 (3.475 \times 10^5)}$$

$$\text{Tw} = 72.44\text{oF} (22.24\text{oC})$$

\* temperaturas mínimas:

$$\text{Tw} = \frac{2\,500 (304.13)(44.6) + 11.87 (65.7)(3.475 \times 10^5)}{2\,500 (304.13) + 11.87 (3.475 \times 10^5)}$$

$$\text{Tw} = 62.42\text{oF} (16.73\text{oC})$$

## 5.19 Efectos de la temperatura del agua sobre las constantes cinéticas $T_w - 20$

$$\begin{aligned} K_w &= K_{20\text{oC}} \theta \\ \theta &= 1.03 \text{ para } K \\ \theta &= 1.05 \text{ para } K_d \text{ y } b' \end{aligned}$$

**ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

- para T = 22.24oC

$$\begin{aligned}K &= 0.0385 \\K_d &= 0.3535 \\b' &= 0.1540\end{aligned}$$

- para T = 16.73oC

$$\begin{aligned}K &= 0.0327 \\K_d &= 0.2702 \\b' &= 0.1177\end{aligned}$$

#### 5.19.1 Tiempo de retención hidráulico

$$TRH = \frac{S_o - S_e}{Kx(S_e - S_n)} = \frac{126.54 - 25}{(0.0327)(1200)(25-15)} = 0.2588 \text{ d}$$

(6.2104 h)

#### 5.19.2 Cálculo de relación F/M (en base a DQO sol.)

$$F/M = \frac{S_o}{X_t} = \frac{126.54}{1200(0.2588)} = 0.4075$$

#### 5.19.3 Cálculo de DQO en el efluente respecto a la temperatura

\* Para T = 22.24oC

$$S_e = \frac{S_o}{1 + K X_t} = \frac{126.54}{1 + 0.0385(1200)(0.2588)} = 9.7665 \text{ mg/l}$$

#### 5.19.4 Cálculo del volumen del reactor

$$V = Q_o t = 520(0.2588)(86.4) = 11\,627.37 \text{ m}^3$$

#### 5.19.5 Requerimiento de oxígeno

$$KgO_2/d = a'(S_o - S_e)Q_o + b'XV$$

\* Para T = 22.24oC

$$\begin{aligned}0.3619(126.54-25)(520)(0.0864) + 0.1540(1.2)(11\,627.37) \\= 3\,799.72 \text{ KgO}_2/d\end{aligned}$$

\* Para T = 16.73oC

$$0.3619(126.54-25)(520)(0.0864)+0.1177(1.2)(11\ 627.37) \\ = 3\ 293.23\ \text{KgO}_2/\text{d}$$

#### 5.19.6 Crecimiento de biomasa

$$\Delta Xu = Y (S_o - S_e) Q_o - K_d X V$$

\* Para T = 22.24oC

$$Xu\ 0.43(126.54-25)(520)(0.0864)-0.3535(1.2)(11\ 627.37) \\ = 351.02\ \text{kg SSV/d}$$

\* Para T = 16.73oC

$$Xu\ 0.43(126.54-25)(520)(0.0864)-0.2702(1.2)(11\ 627.37) \\ = 811.25\ \text{kg SSV/d}$$

#### 5.19.7' Cálculo de la tasa de recirculación

$$r = \frac{Q_o X - X_u - Q_o X_F}{Q_o (X_r - X)}$$

\* Para T = 22.24oC

$$\frac{520(1.2)(86.4) - (351.02) - 520(0.13)(86.4)}{520(86.4)(5.2 - 1.2)} = 0.0271$$

\* Para T = 16.73oC

$$\frac{520(1.2) - (811.25) - 520(0.13)(86.4)}{520(86.4)(5.2 - 1.2)} = 0.0335$$

==> SE TOMA EL VALOR INICIAL DE r = 0.3

### 5.19.8' Determinación de caudales

A) De recirculación

$$Q_r = rQ_F = 0.3(400) = 120 \text{ l/s}$$

B) De la mezcla

$$Q_m = Q_F(1 + r) = 400(1 + 0.3) = 520 \text{ l/s}$$

C) De la purga

$$Q_w = \frac{X_u + Q_o X_F - Q_o X_e}{X_r - X_e}$$

\* Para T = 22.24oC

$$\frac{351.02 + 520(86.4)(0.13) - 520(86.4)(0.05)}{(5.2 - 0.05)} = 629.75 \text{ m}^3/\text{d}$$

\* Para T = 16.73oC

$$\frac{811.25 + 520(86.4)(0.13) - 520(86.4)(0.05)}{(5.2 - 0.05)} = 855.43 \text{ m}^3/\text{d}$$

D) Del effluente

$$Q_e = Q_o = 520 \text{ l/s}$$

### 5.19.9' Balance del material para sólidos no volátiles (se asume que el 80% son SSV)

$$X_{NV,e} = \frac{Q_F X_{NV,F} + Q_r X_{NV,r}}{Q_e}$$

$$\frac{400(1245) + 120(5200/0.8)(0.2)}{520} = 1257.69 \text{ mg/l}$$

\* En la recirculación:

$$X_{NVR} = \frac{Q_F(r+1)(X_{NV,e})}{Q_r}$$
$$\frac{400(0.3+1)(1\ 257.69)}{120} = 5\ 449.99 \text{ mg/l}$$

#### 5.20.0' Carga de solidos (SSV) en la purga

$$SSV_w = Q_w X_r$$

\* Para T = 22.24oC

$$SSV_w 629.75(5.2) = 3\ 274.70 \text{ kg/d}$$

\* Para T = 16.73oC

$$SSV_w 855.43(5.2) = 4\ 448.24 \text{ kg/d}$$

#### 5.20.1' Cálculo del tiempo de retención celular

$$\theta_c = \frac{X V}{Q_w X_r - Q_e X_e}$$

\* Para T = 22.24oC

$$\frac{1\ 200(11\ 627.37)}{629.75(5\ 200) - 520(86.4)(50)} = 13.57 \text{ d}$$

\* Para T = 16.73oC

$$\frac{1\ 200(11\ 627.37)}{855.43(5\ 200) - 520(86.4)(50)} = 6.3369 \text{ d}$$

### 5.20.2' Requerimiento de oxígeno para energía

$$\text{KgO}_2/\text{d} = a'(S_o - S_e) Q_o + (b' X_v)$$

\* Para T = 22.24oC

$$0.3619(126.54-25)(520)(0.0864) + 0.1540(1.2)(11\ 627.37) \\ = 3\ 799.72$$

\* Para T = 16.73oC

$$0.3619(126.54 - 25)(520)(0.0864) + 0.1177(1.2)(11\ 627.37) \\ = 3\ 293.23$$

### 5.20.3' Requerimiento de potencia

$$M = \left| \alpha 20 \cdot C (1.024)^{t-20} \right| \left| \frac{C_s - C_l}{9.2} \right|$$

\* Para T = 22.24oC

$$M = \left| 0.83(1.024)^{22.24-20} \right| \left| \frac{6.7 - 2.0}{9.2} \right| = 0.4472$$

\* Para T = 16.73oC

$$M = \left| 0.83(1.024)^{16.73-20} \right| \left| \frac{6.7 - 2.0}{9.2} \right| = 0.3924$$

- Requerimiento de HP

$$\text{HP} = \frac{\text{kgO}_2/\text{hr}}{\text{No M}}$$

\* Para T = 22.24oC

$$\frac{3\ 799.72/24}{1.59(0.4472)} = 222.68$$

\* Para T = 16.73oC

$$\frac{3\ 293.23/24}{1.59(0.3924)} = 219.94$$

- Nivel de potencia

$$\frac{HP}{V}$$

\* Para T = 22.24oC

$$\frac{222.68}{11\ 627.37} = 0.0192\ HP/m^3$$

\* Para T = 16.73oC

$$\frac{219.94}{11\ 627.37} = 0.0189\ HP/m^3$$

#### 5.20.4' Dimensionamiento del tanque

$$A = \frac{V}{h} \quad h = 3.50m$$

$$A = \frac{11\ 627.37}{3.50} = 3\ 322.10m^2 \quad a = 40m$$

$$40l = 3\ 322.10$$

$$l = \frac{3\ 322.10}{40} = 83.5 = 85.0m$$

largo = 85.00m  
ancho = 40.00m  
Prof. = 3.50m

## DISCUSION DE RESULTADOS

## 6.1 ESTUDIO DE TRATABILIDAD A NIVEL DE LABORATORIO

- La información bibliográfica relacionada con el tema, señala la posibilidad de conocer el comportamiento de las unidades prototipo, mediante sencillos dispositivos experimentales.
- 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 DBO o la DQO para la concentración de la biomasa activa en el reactor, los SSVLM para la adecuabilidad del floculo biológico, el 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 trabajos mencionados 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 o no una técnica estandarizada.
- La metodología sugerida para planear las pruebas de tratabilidad sugiere una secuencia lógica de actividades que conducirá resultados susceptibles de ser reproducidos.
- 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.

## 6.2 MODELO DE MEZCLADO PARA LODOS ACTIVADOS

Las ecuaciones que se plantean para determinar el régimen hidráulico del reactor se combinan con los resultados de la prueba 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 las solución al problema, pero si un avance en el entendimiento para plantear alternativas convenientes.

Ademas 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, que la que no lo están.

### 6.3 ESTUDIO DE TRATABILIDAD DE LAS AGUAS RESIDUALES GENERADAS EN CERRO DE LA ESTRELLA

Mediante este estudio se pudo detectar la concentración de materia orgánica contenida en las aguas generadas en la Ciudad de México.

La obtención de las constantes cinéticas que se obtienen al aplicar los diversos modelos matemáticos a la información experimental, se resume a continuación.

1 REMOCIÓN DE SUSTRATO (Metabolismo)	k
2 PRODUCCIÓN DE LODOS (Crecimiento)	a
3 AUTO DIGESTION (Respiración endógena)	b
4 SATURACION	
5 UTILIZACIÓN DE OXIGENO (Síntesis)	a'
6. UTILIZACIÓN DE OXIGENO (Endógena)	b'
7 MATERIAL NO BIODEGRADABLE	Sr

#### CONVENCIONAL

ECKENFELDER	MONOD	LAWRENCE Y MC CARTY
1 0.015	0.6919	0.1561
2 0.16	0.7082	0.5852
3 0.140	0.0137	0.0137
4 30.4019	72.2641	42.7904
5 0.491	0.361	0.496
6 0.185	0.548	0.448
7 24.0	34.0	15.0

#### CON ESPUMADOR

ECKENFELDER	MONOD	LAWRENCE Y MC CARTY
1 0.036	0.415	0.388
2 0.43	0.20	0.17
3 0.317	0.615	0.615
4 50.30	48.94	63.33
5 0.787	0.496	0.793
6 0.138	0.185	0.186
7 41.00	26.78	34.00

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, se desprende 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.

RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES

**7.1 Recomendaciones:**

- Estandarizar las pruebas de tratabilidad, a nivel de laboratorio, considerando el dispositivo experimental, las técnicas de laboratorio y el procesamiento de la información mas conveniente a las necesidades, recursos económicos, tecnológicos y humanos con que cuenta el país.
- Estandarizar las pruebas para el control de los sistemas de tratamiento, así como de las pruebas para determinar el régimen hidráulico del reactor.
- dadas las grandes diferencias en las características físicas, químicas y biológicas de las aguas residuales que se generan en nuestro medio comparadas con la de otros países, es conveniente realizar pruebas de laboratorio para determinar los rangos de variación de los diversos parámetros cinéticos en las zonas con mayor problema de contaminación que existen en el país. esto permitirá tener un mejor prediseño de los sistemas de tratamiento antes de su evaluación final.
- La prueba de la DBO 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 la materia orgánica presente en las aguas residuales, entre otro podría ser el de COT.
- Debería analizarse la posibilidad de usarse 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 parámetro de control.
- Los modelos matemáticos analizados no consideran la posibilidad de que existan dos constantes de remoción de materia orgánica , una por los organismos no floculados y otra por lo que si lo están. estudios recientes señalan tal posibilidad, dando mayor importancia en el proceso de remoción, a la primera que a la segunda dado que esta ultima esta gobernada por la velocidad de difusión del material soluble en el floculo y posterior aprovechamiento por los Microorganismos. Un ejemplo de tal proceso es el de estabilización por contacto. otro más sería el mostrado por el incremento de consumo de oxígeno mediante la prueba de dbo en botellas agitadas en comparación con las que no lo están.
- Debería ampliarse el conocimiento y aplicación de los modelos matemáticos que sugieren el uso del análisis adimensional para el diseño de reactores biológicos.

- Estudiar en modelos hidráulicos, a nivel de laboratorio, la forma de obtener recomendaciones para el diseño geométrico del tanque de aeración. algunos estudios 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 el cortocircuito y prevenir así las causas que las provocan.

## 7.2 Conclusiones

- 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.
- Los errores mas comunes en la operación de los depósitos 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.
- La aplicación de los diversos modelos matemáticos aquí analizados a la información experimental, dan valores sensiblemente similares para las constantes cinéticas de remoción de materia orgánica.
- Bajo ciertas condiciones de diseño, la aplicación de los diversos modelos matemáticos, conduce a un volumen de reactor similar cuya variación es del 12%.
- 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 para un volumen del reactor de 11 l.
- 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, es decir 0% de zonas muertas, se requeriría aumentar en un 80% el volumen del reactor.
- El análisis de las curvas tiempo-concentración 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 mas altas en la remoción de material orgánico, en comparación con un reactor completamente mezclado, a los mismos tiempos de retención hidráulico.

GLOSARIO

**AEROBIOS:** Organismo que utilizan oxígeno molecular ( $O_2$ ), disuelto en el agua para sus funciones vitales.

**ANAEROBIOS:** Organismos que utilizan, para cumplir sus procesos vitales, el oxígeno contenido en los sólidos orgánicos e inorgánicos presentes en las aguas, liberando en la composición de estos.

**ALCALINIDAD:** Parámetro que representa el contenido de carbonatos, bicarbonatos e hidróxidos en el agua, expresando comúnmente en términos de mg/l de  $CaCO_3$ .

**BACTERIAS:** Organismos unicelulares que, en el caso del proceso de lodos activados, son responsables de la degradación de materia orgánica contenida en ellas, debido a que se han adaptado a utilizarla como sustrato o alimento. Existen varios tipos de bacterias pero las que efectúan la degradación son aerobias principalmente. Su desarrollo óptimo está ligado al cumplimiento de requerimientos específicos de sustrato, oxígeno,  $P^H$ , temperatura y otros, fuera de los cuales se inhibe o impide su crecimiento.

**BIODEGRADABILIDAD:** Compartimiento de los compuestos orgánicos ante un sistema de oxidación biológica que depende en forma básica, de su estructura química y de la adaptación que los microorganismos encargados de la degradación hayan desarrollado respecto a dichos compuestos. Así, mediante una aclimatación adecuada un grupo de microorganismos puede especializarse, adaptarse, o degradar un compuesto que otros grupos no pueden.

**BIODEGRADACIÓN:** Se define así a la oxidación de compuestos orgánicos complejos, llevada a cabo por microorganismos que los transforman a sustancias orgánicas estables, dióxido de carbono y agua.

**BIOMASA:** Designa al conjunto de microorganismos presentes en tratamiento secundario y que se encarga de realizar la biodegradación de la materia orgánica a la que utilizan como sustrato. Se ha considerado aceptable el valor de los SSVLM como valor indicativo indirecto de los microorganismos existentes en el tanque de aereación.

**CARGA: - ORGÁNICA:** Representa la cantidad de sustrato aplicado al proceso por día. Usualmente sus unidades son Kg DBO/d o Kg DQO/d.

**SUPERFICIAL:** Parámetro de diseño para tanques de sedimentación. Se expresa mediante el caudal ( $m^3/día$ ) aplicado por unidad de área ( $m^2$ ) del sedimentador. Su importancia deriva del hecho de que afecta directamente las eficiencias de remoción de sólidos sedimentables, en suspensión y DBO.

- **VERTEDORES:** Define el caudal que pasa por unidad de longitud de vertedores. Su uso permite evaluar el estado de estos. Sus unidades son  $m^3/m.d$ .

**CORTO CIRCUITO HADRAULICO:** Se define la situación en la cual un volumen de agua pasa, en un tanque, un tiempo menor al de retención.

**DEMANDA BIOQUIMICA DE OXIGENO (DBO):** Se define como la cantidad de oxígeno utilizado para la oxidación biológica de la materia orgánica, contenida en las aguas residuales, durante un tiempo específico, a 20°C.

**DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO (DQO):** Es la cantidad de oxígeno necesario para oxidar materia orgánica e inorgánica por reacciones puramente químicas, sin embargo, existen compuestos que no son oxidados durante la determinación de la DQO.

**EFLUENTE:** Aguas negras, agua u otro líquido crudo o parcialmente tratado, que sale de un depósito, estanque o planta de tratamiento o alguna parte de ella.

**ENZIMAS:** Agentes catalizadores (es decir que aceleran una reacción) que juega un importante papel en el mecanismo de la biodegradación, pues mediante el desarrollo de enzimas apropiadas, puede un microorganismo adaptarse a utilizar como sustrato o alimento un compuesto específico. El desarrollo de este EQUIPO ENZIMATICO es lo que forma el fundamento para denominar todos activados a este proceso pues habilita a la biomasa (es decir, la activa) para la biodegradación.

**FLOCULO:** Agrupación de materia orgánica, nutrientes y microorganismos formada por aglutinamiento de sus componentes.

**FOSFATOS:** Sales o ésteres de los ácidos fosfóricos.

**INDICE VOLUMETRICO DE LODOS:** Es el volumen de milímetros ocupado por un gramo de sólidos, del licor mezcla de la aereador, sedimentado durante los 30 días.

**LODOS:** Sólidos acumulados por asentamiento en los tanques sedimentadores con mayor o menor contenido de agua formando una masa semilíquida.

**LODOS ACTIVADOS:** Sólidos sedimentados en el tanque de sedimentación secundario que contienen microorganismos adaptados a la biodegradación del desecho influente y que son recirculados al tanque de aereación para mantener una concentración constante de microorganismos.

**MATERIA INORGÁNICA:** Sustancias químicas de origen animal, vegetal e industrial, incluyen a la mayor parte de los compuestos de carbono y combustibles.

**METABOLISMO:** Los nutrientes absorbidos por los microorganismos sufren diferentes reacciones bioquímicas entre ellas la de oxidación y síntesis mediante las cuales los microorganismos desarrollan sus funciones vitales.

Durante la oxidación se libera energía que es aprovechada por la biomasa para sintetizar nuevas células estos dos procesos, oxidaciones y síntesis son denominados metabolismos.

**NIVEL DE TRATAMIENTO:** Las operaciones efectuadas durante el tratamiento de aguas residuales producen diferentes calidades de efluente según sea el objetivo que persigue así como por ejemplo, un sedimentador primario produce efluentes con bajo contenidos de sólidos sedimentados, mientras que el efluente de un desarenador tendría una calidad menor. Por esta razón se ha dividido en niveles a las distintas operaciones o procesos con base en la calidad del efluente que producen; de esta manera se tienen niveles: PRELIMINAR, PRIMARIO, SECUNDARIO Y AVANZADO.

**NUTRIENTES:** Sustancias utilizadas por los microorganismos para producir nuevas células en el proceso de síntesis. Usualmente se utiliza este término para designar al nitrógeno y al fósforo

**ORGANISMOS COLIFORMES:** Se denomina así a un grupo de bacterias que habitan predominantemente en el intestino humano el grupo más importante de estas bacterias es el llamado *ESCHERICHIA COLI* ya que se les considera indicadores indirectos de la presencia de organismos patógenos (es decir que puede causar enfermedades). En las aguas de esta manera el criterio de calidad bacteriológico esta basado en la presencia de estos microorganismos en el efluente final. Por otra parte los tratamientos de desinfección se diseñan para eliminar la mayor cantidad posible de ellos.

**OXIDACIÓN:** Una de las tres fases, junto con la síntesis y la respiración endógena, de que consta la degradación de materia orgánica. Consiste en su descomposición por la biomasa mediante el oxígeno disuelto produciendo energía, dióxido de carbono y agua.

**PROCESO:** Conjunto de operaciones con un propósito común, por ejemplo: el proceso de lodos activados, en su forma más sencilla se compone de las operaciones de aeración y sedimentación.

**RELACIÓN DE COMPACTACION:** Término que resulta de dividir la concentración los sólidos suspendidos volátiles en la recirculación entre los sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado. Este cociente esta en relación directa con la calidad de lodos y, por consiguiente, con la eficiencia del progreso.

**RESPIRACIÓN ENDÓGENA:** Respiración que se lleva a cabo a partir de la energía que tienen los microorganismos como reserva dentro de su célula al agotarse la materia orgánica disponible en el agua.

**SEDIMENTACIÓN:** El proceso de asentar y depositar la materia suspendida que arrastra el agua y otros líquidos, por gravedad. Esto se logra disminuyendo la velocidad del líquido por debajo del límite necesario para el transporte del material suspendido.

**SÍNTESIS:** Elaboración de moléculas complejas a partir de moléculas sencillas o pequeñas. Para que se lleve a cabo este proceso se requiere de energía.

**SUSTRATO:** Se define así a la materia orgánica disponible como fuente de alimento para los microorganismos.

**TIEMPO DE RETENCIÓN:** Tiempo (horas) que permanece un líquido en un tanque para un caudal dado, suponiendo un desplazamiento total, se obtiene al dividir el volumen del tanque entre el gasto.

**TREN DE TRATAMIENTO:** Conjunto de operaciones y procesos destinados a producir agua renovada de una calidad establecida, partiendo de las características del agua residual influente p.je. el tren de tratamiento para producir agua para riego de áreas verdes usando el proceso de lodos activados (nivel de tratamiento secundario) incluye: remoción de sólidos flotantes con rejillas de barras, desarenado, sedimentación primaria, aeración, sedimentación secundaria y desinfección con cloro.

**UREA:** Compuesto químico cuya fórmula es  $C(NH_2)_2$ , (Diamida del ácido carbónico).

**VERTEDORES:** Dique, mampara o pared con o sin escofaduras que suele emplearse para control de niveles o para medición de caudal.

**ZONA MUERTA HIDRÁULICA:** Sitio de un tanque en los que no se realiza movimiento, o bien, en los que la dirección es diferente a la corriente.

**TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO ( $O_H$ ):** Se define como el tiempo en horas, que transcurre entre la entrada del agua, su paso a través del tanque y su salida. Se obtiene dividiendo el volumen del tanque entre el gasto de entrada (influyente).

**CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA:** Definida como la cantidad de materia orgánica aplicada por metro cúbico y por unidad de tiempo. La materia orgánica es expresada indirectamente mediante la demanda bioquímica de oxígeno ( $BDO_5$ ) o bien por la demanda química de oxígeno (DQO) las cuales determinan la cantidad de oxígeno consumido por la oxidación de la materia orgánica involucrando reacciones bioquímicas en el primer caso y química en el segundo, la carga orgánica volumétrica se obtiene dividiendo la DBO o DQO entre el gasto.

**SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES EN EL LICOR MEZCLADO (SSVLM):** Se le considera como una medida indirecta de la cantidad de microorganismos activos (o biomasa) existente, en un momento dado, en el tanque de aeración (y en consecuencia, en el licor mezclado). Se determina mediante análisis de laboratorio.

**RELACIÓN ALIMENTO A MICROORGANISMOS O FACTOR DE CARGA (F/M):** Expresa la relación que existe entre la cantidad de alimento aplicado en el tanque de aeración por día (expresada en mg/l de DBO o DQO) y la cantidad de microorganismos existentes en el tanque de aeración (SSVLM). Su importancia radica en que permite regular el crecimiento de microorganismos y optimizar la degradación de la materia orgánica por la biomasa.

**TIEMPO MEDIO DE RETENCIÓN CELULAR ( $O^M$  o TMRC):** Se define con el tiempo promedio, en días, que un microorganismo permanece en el proceso de tratamiento.

**TASA DE RECIRCULACIÓN DE LODOS (r):** Indica el porcentaje de gasto de entrada, que es retornado al tanque de aeración.

**GASTO DE ENTRADA ( $Q_i$ ):** Se refiere a la cantidad (en l/seg) que ingresa al proceso de tratamiento.

**CAUDAL DE RECIRCULACIÓN DE LODOS ( $Q_r$ ):** Cantidad de licor mezclado (en l/seg) que se retorna al tanque de aeración.

**CAUDAL DE PURGA ( $Q_w$ ):** Cantidad de licor mezclado (en l/seg) que se desecha del sistema.

## REFERENCIAS

- 1 American Public Health Association Standards Methods for the Examination of Water and Wastewater APHA, Inc. 9a ed Nueva York.. 510-514. 1985
- 2 American Public Health Association . Standards Methods for the Examination of water an Sewage. APHA, Inc.9a ed Nueva York . 122-124. 1986
- 3 Schropfer, et al . Advances in Water Pollution Research, Vol.I. Pergamon Press Ltd. Londres. 1984
- 4 Javis J.S. . A. Rapid GOD Test. Water and wastes Engineering. Po. 89-91. 1987
- 5 Fuulds J.M. y Lunsford, J. . An Analysis of the GOD Method water and sewage Works Marzo. 1988
- 7 Blackmore, R.H. y Voshel, D. . Rapid Determination of total Organic Garbon in sewage, Water and sewage works octubre. 1988
- 8 Eckenfelder, W.W. . Proyection of River Waters Aganist Pollution. Supplement Manual Prepared for the would Health Organization Julio. 1988
- 9 Ford, D.L. y Eckenfelder, W.W. the effect of Process Variables on Sludge Floc Formation and settling Charac-teristics Center for Research in water Resouces Report 13. The University of Texas at Austin. 1986
- 10 Plan Nacional Hidr ulico . Comision del Plan Nacional Hidraulico. 1985
- 11 Cuellar Ch vez R. y Martjnez Pereda P., "Alternativas para el Control de Descargas de Aguas Residuales Municipales en Mexico". Primer Congreso Nacional de Ingenierja Sanitaria y Ambiental, Vol. I p. 157, Guadalajara, Jal. Dic/1988.
- 12 Eckenfelder W.W. Jr., "Comparative Biological Waste Treatment Design". Journal of the Sanitary Engineering Division. Proceedings of the ASCE. Vol. 93 No.SA6 Diciembre, 1987.
- 13 Schroeder E.D., "Water and Wastewalen Treatment". Ed. por Mc Graw-Hill. Series en Water Resources and Environmental Engineering, 1987.
- 14 Garrett M.T. Jr. y Sawyer C.N., "Kinetics of Removal of Soluble BOD by Activated Sludge", Proc. Purdue Univ. 1983.
- 15 Hatfield R. y Strong E.R., "Small-Scale Laboratory Units for Continuosly-Fed Biological Treatment Experiments I: Aeration Units for Activated Sludge". Sewage and Industrial Wates Vol. 26 No. 10 Oct. 1984.

- 16 Ludzack F.J., "Laboratory Model Activated Sludge Unit" Journal of the WPCF, Vol. 32, No. 6 Jun\1980.
- 17 Drehwing F.J., y Nemerow N.L., "Aeratin fo Pumkin Cannery Wates". Proc. of the 18th Ind. Waste Conference, Purdue University. 1983
- 18 Siddiqui R.H., Speece R.C. 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\1987.
- 19 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. 1989.
- 20 Boon A.G., "The Role of Contract 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 , Inglaterra. 1989
- 21 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, , 1a. Parte. 1984
- 22 Metodos Estandar para el Examen de las Aguas y Aguas de Desecho. 14ava. Edicion, . Editado por APHA, AWWA y WPCF. 1985
- 23 Fisher R.A. y Smith H.S., "Cannery Waste Treatment by the Kehr Activated Sludge Process"\_. Proceeding of the 24th Industrial Waste Conference. . Purdue University.1989
- 24 Ford D.L. y Gloyna E.F., "Design of Aerobic Wastewater Treatment Facilities", Transaction of the ASME Articulo No. 70-pet-14m Jun-5-1980.
- 25 Burkhead C.E., "Evaluation of Completly Mixed Activated Sludge Design Constants". Presentado en "Hacia un concepto unificado en el diseno de tratamiento biologico de desechos", una Conferencia Internacional Patrocinada por la International Association on Water Pollution Research, Georgia Institute of Technology. Atlanta Georgia. Oct. 5-6 de 1982.
- 26 Sherrard J.H. y Schroeder E.D., "Cell Yield and Growth Rate in Activated Sludge". Journal WPCF, Vol.45, No. 9, Sept-1988.
- 27 Mattock G., "New Processes of Wastewater Treatment and Recovery". Ellis Horwood LTD Publisher Chichester London. . Distribuido por John Wiley and Soons. 1988
- 28 Wang L.K., Poon C.P.C.y Wang M.H., "Control Test and Kinetics of Activated Sludge Process". Proceedings of the 31th Industrial Conference of the Purdue University, 1986.

- 29 EPA, "Manual de Metodos para Análisis Químicos de Aguas y Desechos" (Cincinnati, Ohio, 1984).
- 30 Hegg, B.A. y Burgeson J.R., "Activated Sludge Operations", Deeds and Data, Agosto, p. 1.4-8. 1985
- 31 Eckenfelder W.W. Jr., y Plummer A.H., Jr., "Treatment of Brewery Wastewater by High Rate Biological Process", Proc of the 27th Industrial Waste Conference, Universidad de Purdue. 1987
- 32 Eckenfelder W.W. y McCabe J., "Process Design of Biological Oxidation Systems for Industrial Wastes Treatment". Waste Treatment, Pergamon Press, London, 1989.
- 33 McKinney R.E., "Mathematics of Complete-Mixing Activated Sludge". Proc. ASCE, SA3, 87, Mayo 1982.
- 34 Eckenfelder W.W. y O'Connor D.J., "Biological Wastewater Treatment", Pergamon Press, New York, 1981.
- 35 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, 1985.
- 36 Lawrence A.W. y McCarty P.L., "Unified Basis for Biological Treatment Design and Operation" Journal of the Sanitary Engineering Division. Proc. ASCE Vol. 96 No. SA3 Junio 1980.
- 37 Sundstrom D.W. y Klei H.E., "Wastewater Treatment", Prentice-Hall, Inc. Englewood Cliffs, N.J. 07632. 1989.
- 38 Benefield L.D. y Randall C.W., "Biological Process Design for Wastewater Treatment", McGraw Hill 1980.
- 39 Wastewater Engineering: collection, treatment, disposal. Metcalf and Eddy, Inc. McGraw Hill, 1982.
- 40 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. Universidad de Purdue. 1985
- 41 Eckenfelder W.W., "Water Quality Engineering for Practicing Engineers", PECCS, Cahnners Books, A. Division of Cahnners Publishing Company, Inc., 1980.
- 42 Sawyer C.M. y King P.H., "the Hydraulic Performance of Chlorine Contact Tanks", Proceedings, 24th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana (Mayo 1989).
- 43 Dawkins G.S., "Mixing Patterns and Residence Time Predictions", Proceedings, 18th, Industrial Waste Conference Purdue University, Lafayette, Indiana (1983).

- 44 Hays J.R., Schnelle K.B. y Krenkel P.A., "Application of Frequency Response Technique to the Analysis of Turbulent Diffusion Phenomenon" Proceedings, 19th, Industrial Waste Conference Purdue University, Lafayette, Indiana. (1984).
- 45 Levenspiel O, "Chemical Reaction Engineering", Ed. John Wiley and Sons, 1972.
- 46 Himmelblau D.M. y Bischoff K.B., "Process Analysis and Simulation: Deterministic Systems". Ed. John Wiley and Sons, 1988.
- 47 Toerber E.D., "Full Scale Paralell Activated Sludge Process Evaluation", EPA-Office of Research and Monitoring EPA-22-72-065 Nov. Environmental Protection Technology Series. 1982
- 48 Grieves R.B., Milbury W.F. y Peipes W.O., "A mixing model for activated sludge", Journal of the Water Pollution Control Federation, Vol. 36 No. 5 Mayo , p. 619-635. 1984
- 49 Shuval H.I., "Water Renovation and Reuse", Academic Press, 1987.
- 50 List M.A.,Montejano U.F., "Planta de Tratamiento de Aguas Negras para Riego en la Ciudad Universitaria" Instituto de Ingenierja, UNAM, Publicacion 259, Febrero 1980.
- 51 Flores H.F., Cobo P.E., Torres F.C.R., "Planta de Tratamiento de Aguas Negras para la Ciudad Universitaria". Instituto de Ingenierja. UNAM, Proyecto 7032 Octubre 1988.
- 52 Eckenfelder W.W., Ford D.L., "Water Pollution Control, Esperimental Procedures for Process Design", the pemberton press. Jenkins publishing company. Austin y New York. 1980.
- 53 Proteccion y Mejoramiento de la Calidad del Agua, Resultados y Proyecciones, Planes y Estrategias Nacionales, Programa 1978-1986". Secretaria de Recursos Hidraulicos. Subsecretarja de Planeacion. Direccion General de Usos del Agua y Prevencion de la Contaminacion. 1a. Ed. 1986.
- 54 "Monitoreo de la Calidad del agua del Sistema de Drenaje de la Ciudad de Mexico". 1a. Fase. Elaborado para la Direccion General de Construccion y Operacion Hidraulica. Subdireccion Tecnica. Oficina de Desarrollo Tecnologico. Febrero de . por IMASA. 1989
- 55 Ramalho R.S., "Introduction to Wastewater Treatment Proce-sses". Academic Press, inc, 1987.
- 56 Goodman B.L., "Design Handbook of Wastewater Systems. Domestic, Industrial, Commercial". Smith and Loveless Division, Ecodyne Corporation. Julio 1981.
- 57 Murphy K.L y Timpany P.L., "Design and Analysis of Mixing for an Aeration Tanks", Journal of the Sanitary Engineering Division. Proceedings of the ASCE Vol. 93, No. SA5, Octubre de 1987.

- 58 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 1980.
- 59 Gaudy A.F., Jr. y Kincannon D.F., "Comparing Design Models for Activated Sludge", Water and Sewage Works, Febrero de . pp 66-70. 1985
- 60 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 1983 Vol. 7 1983.