

27/50



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

PROYECTO DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DEL AGUA RESIDUAL PROCEDENTE DE UNA INDUSTRIA METAL-MECANICA

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO CIVIL
P R E S E N T A:

GABRIEL COLINA CASILLAS

MEXICO, D. F.

1986



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.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA

FACULTAD DE INGENIERIA
DIRECCION
60-1-32

Señor GABRIEL COLINA CASILLAS
P r e s e n t e .

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que aprobado por esta Dirección propuso el Profesor Ing. Jorge Muñoz Esquerro, para que lo desarrolle como TESIS para su Examen Profesional de la carrera de INGENIERO CIVIL.

"PROYECTO DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DEL AGUA RESIDUAL
PROCEDENTE DE UNA INDUSTRIA METAL-MECANICA"

- I. INTRODUCCION
- II. CARACTERIZACION DE DESCARGAS
- III. PRUEBAS DE TRATABILIDAD BIOLÓGICA
- IV. PRUEBAS DE COAGULACION QUIMICA
- V. DISCOS BIOLÓGICOS ROTATORIOS
- VI. EVALUACION ECONOMICA
- VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Ruego a usted se sirva tomar debida nota de que en cumplimiento con lo especificado por la Ley de Profesiones, deberá prestar Servicio Social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito indispensable para sustentar Examen Profesional; así como de la disposición de la Coordinación de la Administración Escolar en el sentido de que se imprima en lugar visible de los ejemplares de la tesis, el título del trabajo realizado.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
Cd. Universitaria, a 19 de marzo de 1986.
EL DIRECTOR

DR. OCTAVIO A. RASCON CHAVEZ

I N D I C E

	Pág.
1. INTRODUCCION	1
1.1 Descripción del alcantarillado	2
2. CARACTERIZACION DE DESCARGAS Y TOMA DE MUESTRAS	5
2.1 Análisis de laboratorio	7
2.2 Levantamiento físico de datos	8
3. PRUEBAS DE TRATABILIDAD BIOLÓGICA	9
3.1 Conceptos básicos de tratabilidad biológica	10
3.1.1 Dinámica de población	13
3.1.2 Fisiología celular	15
3.1.3 Factores que afectan el crecimiento biológico	17
3.2 Diseño experimental	19
3.3 Descripción y operación de las plantas piloto	19
3.4 Parámetros de control	22
3.5 Procedimientos analíticos	24
3.6 Análisis de resultados	26
3.7 Aplicación de los resultados obtenidos del modelo matemático	31
4. PRUEBAS DE COAGULACION QUIMICA	53
4.1 Fundamentos teóricos	53
4.2 Desarrollo experimental	56
4.3 Análisis de resultados	57
4.4 Diseño del sistema de tratamiento por coagulación química	59

4.4.1	Proceso de mezcla rápida	59
4.4.2	Proceso de floculación	63
5.	DISCOS BIOLÓGICOS ROTATORIOS	69
5.1	Introducción	69
5.2	Desarrollo del proceso	70
5.3	Formulación matemática	71
5.4	Planta piloto de discos biológicos	79
5.4.1	Resultados obtenidos	80
5.4.2	Parámetros de diseño	82
5.4.3	Diseño del sistema de tratamiento por discos biológicos	85
6.	EVALUACION ECONOMICA	94
7.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	100
	REFERENCIAS	
	NOMENCLATURA	
	ANEXO	
	AGRADECIMIENTOS	

1. INTRODUCCION

Las industrias, Transeje, Velcon y Fupresa son tres unidades pertenecientes al grupo SPICER, localizadas en la Ciudad de Celaya, Gto. Su ubicación está en el costado izquierdo de la carretera libre Celaya-Irapuato, aproximadamente a 7 kilómetros de Celaya, Gto.

La producción de éstas industrias es de diversas piezas de partes automotrices como son: cajas de velocidad, ejes de tracción y engranajes. Sus procesos se pueden considerar de poco consumo de agua ya que utilizan ésta en lavados y ciertos enfriamientos. Se incorporan también al alcantarillado las aguas provenientes de baños y cocinas que sirven al personal obrero y de oficinas.

1.1 Descripción del alcantarillado

La recolección de las aguas residuales se efectúa por medio de un sistema de alcantarillado particular el cual va paralelo al camino de acceso que, partiendo de la carretera, va a las instalaciones de las fábricas anteriormente mencionadas. El sistema es combinado, es decir, recolecta tanto aguas residuales como aguas pluviales.

El alcantarillado se origina en las instalaciones de Transeje, y corre de norte a sur. Se inicia con las descargas de los canales abiertos de Transeje que conducen aguas residuales y pluviales, los cuales al unirse descargan en una tubería que sirve como colector principal.

Posteriormente, se le unen las descargas de Transeje, Velcon y Fupresa, respectivamente. Estas descargas se conectan a la tubería principal ó colector después de un tratamiento a base de fosas sépticas.

El colector principal, descarga el agua residual en un cárcamo o fosa de sedimentación con una tubería de 107 cm. (42") de diámetro.

Tanto el agua pluvial como parte de las aguas residuales de proceso y sanitarias que se producen en Velcon descargan tam--

bién al cárcamo mediante una tubería de 51 cm. (20") de diámetro.

El cárcamo, cuyas dimensiones son de 7.00 x 15.00 metros de área y 7.00 metros de profundidad, recibe las dos descargas y las desaloja finalmente por bombeo en un canal de riego, afluente del río Laja. El bombeo es controlado por electroniveles produciendo una descarga final intermitente, cuyo volumen total varia en función del gasto de entrada. Un croquis de localización general se presenta en la fig 1.1

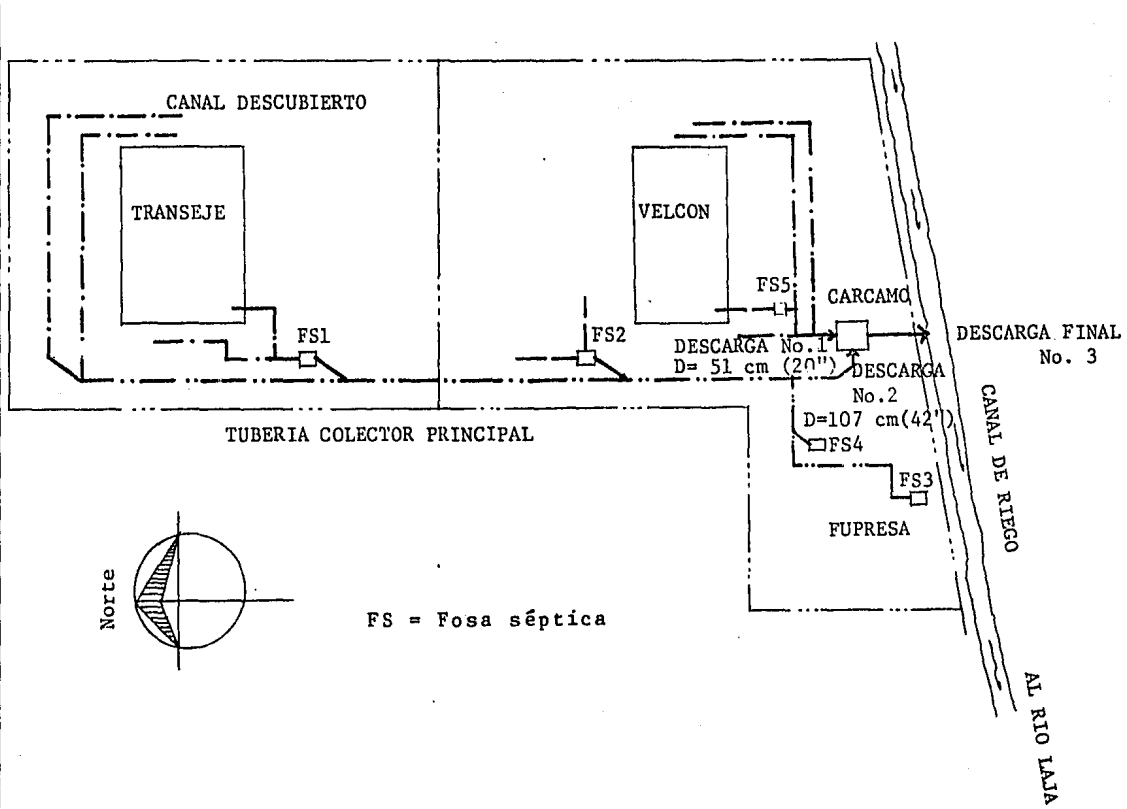


Fig 1.1 LOCALIZACION GENERAL DEL SISTEMA DE ALCANTARILLADO EN CELAYA, GTO. GRUPO INDUSTRIAL SPICER

2. CARACTERIZACION DE DESCARGAS Y TOMA DE MUESTRAS

Para la caracterización de la calidad del agua residual producida, se identificaron las descargas para su muestreo como:

Descarga No. 1 La procedente de las instalaciones de Velcon que descarga al cárcamo por su parte norte con una tubería de 51 cm (20") de diámetro.

Descarga No. 2 La procedente de las instalaciones de Transeje y Fupresa, así como una parte de Velcon, la cual descarga al cárcamo por su lado poniente con una tubería de 107 cm. (42") de diámetro.

Ambas descargas se aforaron y muestrearon por un período de -- 60 horas a partir del jueves 25 de julio (1985). Se obtuvieron en total cinco muestras, dos de las cuales fueron compues-

tas, dos instantáneas y una instantánea de la descarga final al canal de riego.

Muestras compuestas. Estas se conformaron con trece muestras individuales tomadas en las descargas No. 1 y No. 2 en forma proporcional al gasto, considerando 200 mililitros (m l) para la primera muestra tomada. Al final de las trece muestras se obtuvo un volumen de 3000 ml a 3500 ml, suficiente para el análisis de laboratorio programado. Las muestras compuestas se denominaron con los números 1 y 2 para las descargas 1 y 2 respectivamente.

Muestras instantáneas. Son muestras tomadas en forma instantánea (el viernes 26 de julio a las 14.00 horas), en ambas descargas al cárcamo y en la descarga final que por bombeo llega al canal de riego. La descarga final se denominó No. 3 y las instantáneas de las descargas, 1A y 2A. En la misma forma fueron tomadas muestras para grasas y aceites.

Mediciones de campo. A cada una de las muestras instantáneas tomadas se les determinó, en campo, la temperatura, pH y sólidos sedimentables. Los resultados obtenidos se presentan en los registros de campo, ver anexo.

Aforos. La descarga No. 2, por presentar mejores condiciones de acceso, se inició desde el primer día su aforo mediante el

método de volumen-tiempo. Para tal fin se utilizó una cubeta aforada de 20 litros y un cronómetro, realizándose tres mediciones por cada aforo para obtener el promedio. Posteriormente, se acondicionó la descarga No. 1 utilizando una lámina de cartón para concentrar el chorro. El método empleado fue también de volumen-tiempo, tomándose finalmente 14 aforos para la descarga No. 1 y 18 para la descarga No. 2. Los resultados se presentan en la tabla 2.1

El gasto máximo instantáneo fue de 5.0 lps (litros por segundo), el día 26 a las 16.00 horas.

Conservación de las muestras. Con el fin de conservar las muestras sin cambios para su análisis se mantuvieron en refrigeración.

2.1. Análisis de laboratorio

Las muestras tomadas se transportaron al laboratorio para su análisis de caracterización. Las determinaciones realizadas fueron:

Potencial hidrógeno (pH), demanda bioquímica de oxígeno al 5° día (DBO₅), demanda química de oxígeno (DQO), grasas y aceites, fosfatos totales, nitrógeno total, color, hierro total, sólidos totales (ST), sólidos suspendidos totales (SST) y sólidos disueltos totales (SDT).

Los resultados obtenidos se presentan en la tabla 2.2

2.2 Levantamiento físico de datos

Durante los trabajos de campo se hizo el levantamiento físico del cárcamo y su área circundante. Se midió físicamente y referenció el cárcamo con las tuberías, canales, cercas y depósito de aceites.

TABLA No. 2.1

AFOROS PRACTICADOS A LAS DESCARGAS DE LAS INDUSTRIAS DE DIRECSPICER EN CELAYA, GTO.

DESCARGA No. 1				DESCARGA No. 2					
HORA	VOLUMEN (LITROS)	TIEMPO (SEG.)	GASTO (LPS)	HORA	VOLUMEN (LITROS)	TIEMPO (SEG.)	GASTO (LPS)		
**	10:00	20	100	0.2	*	14:00	20	11	1.32
	12:00	"	100	0.2		16:00	"	8	2.50
	13:00	"	95	0.21	**	8:00	"	12	1.66
	14:00	"	60	0.33		10:00	"	13	1.54
	16:00	"	8	2.50		11:00	"	11	1.82
	17:00	"	17	1.18		12:00	20	15	1.33
	18:00	"	60	0.33		13:00	"	14	1.43
	19:00	"	120	0.16		14:00	"	13	1.54
***	7.30	20	290	0.07		16:00	"	8	2.50
	8:00	"	150	0.13		17:00	"	30	0.67
	9:00	"	95	0.21		18:00	"	38	0.53
	10:00	"	100	0.20		19:00	20	11	1.82
	11:00	"	100	0.20	***	7:30	"	20	1.00
	12:00	"	100	0.20		8:00	"	13	1.54
						9:00	"	16	1.25
						10:00	20	19	1.05
						11:00	"	9	2.22
						12:00	"	15	1.33

* 25 Julio ; ** 26 Julio ; *** 27 Julio

TABLA No. 2.2

RESULTADOS DE LABORATORIO, AGUA RESIDUAL INDUSTRIAS SPICER, CELAYA, GTO.

M U E S T R A	PH	COLOR Pt.Co	DBO mg/l	DQO mg/l	G y A mg/l	ST mg/l	SDT mg/l	SST mg/l	Ssed ml/l	Fe mg/l	N Org mg/l	PO ₄ mg/l	NMP/100ml COLIS TOTALES
DESCARGA No. 1 (compuesta)	7.6	265	240	512	35	1272	1200	72	0.2	5.2	32	3.2	
DESCARGA No. 2 (compuesta)	8.0	275	200	568	50	1108	1000	108	0.2	2.8	41	3.6	
DESCARGA No. 3 (FINAL) (instantánea)	7.6	190	140	432	39	892	816	76	0.3	4.7	14	1.8	
DESCARGA No. 1 A (instantánea)	7.8	295	340	792		2052	1972	80	0.1	3.2	39	1.2	
DESCARGA No. 2A (instantánea)	8.1	370	240	560	33	2200	2128	72	0.1	1.5	45	1.6	

3. PRUEBAS DE TRATABILIDAD BIOLÓGICA

Para la realización de las pruebas de tratabilidad se han fabricado y acondicionado los diferentes modelos en acrílico y plástico con sus manómetros e inyección de aire para realizar las pruebas de flotación, coagulación química y tratabilidad biológica.

Se cuenta actualmente con el reactor BATCH de 6 compartimientos (fig 3.1) y dos reactores de flujo continuo (fig 3.2a y 3.2b) con todos sus accesorios de inyección de aire, entradas y extracciones para la realización de las pruebas de tratabilidad biológica.

Se tiene el aparato mezclador para realizar las pruebas de coagulación-floculación y observar la bondad de diferentes floculantes químicos.

Se cuenta también con el modelo tubular para las pruebas de flotación con los manómetros y equipos de inyección de aire que permitan evaluar la cantidad de aire suministrado y el grado de remoción obtenido.

3.1 Conceptos básicos de tratabilidad biológica

El tratamiento biológico tiene por objeto eliminar la materia orgánica biodegradable de las aguas residuales. Consiste en acelerar el desarrollo de los microorganismos encargados de efectuar los procesos naturales de autodepuración de los cuerpos de agua. La purificación se logra mediante la transformación de materia orgánica soluble, difícil de remover, en materia celular fácil de separar por sedimentación.

Las características químicas de la materia orgánica determinan el tipo y predominio de las especies que se generan.

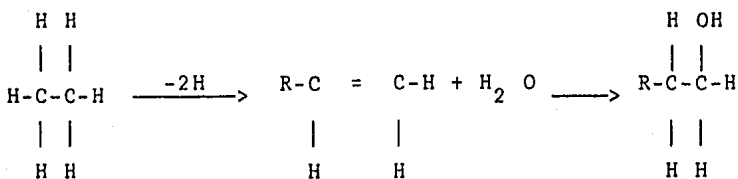
Las reacciones bioquímicas mediante las cuales se incorporan los compuestos químicos al protoplasma de los microorganismos, pueden oxidar la materia en dos formas: en presencia de oxígeno libre disuelto, llamada aerobia y la otra en ausencia de oxígeno molecular, llamada anaerobia.

La oxidación biológica aerobia se representa con la siguiente reacción.

materia orgánica + microorganismos + nutrientes + O₂ → productos finales (CO₂ y H₂O) + nuevos microorganismos + energía.

La oxidación anaerobia se lleva a cabo en dos etapas. En la primera, las bacterias saprofíticas transforman la materia orgánica en compuestos intermedios como ácidos y alcoholes, - en la segunda, éstos compuestos son transformados por otros microorganismos en productos finales como CO₂ y CH₄.

La oxidación es el mecanismo mediante el cual todos los seres vivos liberan energía para su desarrollo. La adición de oxígeno, durante el metabolismo, se realiza en forma indirecta ya que inicialmente se remueve hidrógeno y posteriormente se añade agua como se muestra a continuación:



El esquema anterior es el mismo para todos los microorganismos y la clasificación en aerobios y anaerobios se efectúa en base en el aceptor de hidrógeno.

El grado de desarrollo y crecimiento de la población microscópica está en función de su capacidad para obtener energía del

sistema que requieren para formar nuevo protoplasma, moverse y sostener el metabolismo basal.

El intercambio energético entre el sistema y los microorganismos se realiza de tal forma que la síntesis de nuevo material celular siempre va relacionada con la producción de energía; así al alcanzar la síntesis su nivel máximo, también lo alcanza la demanda de energía, y si por alguna razón no se efectúa la síntesis, la demanda de energía es mínima (fig 3.3) Lo anterior indica que la máxima remoción de contaminantes por unidad de microorganismos ocurrirá en la etapa de máximo crecimiento.

El tratamiento biológico comprende muchas modalidades, sin embargo, los microorganismos directamente responsables de la biodegradabilidad siempre están compuestos por bacterias, hongos, algas, protozoarios, rotíferos, crustáceos y nemátodos.

Para comprender el comportamiento de la población bacteriana, es importante conocer la composición química de los principales microorganismos y su tipo de alimentación. A continuación se resumen algunas de ellas.

CLASE	FORMULA	FUENTE DE ENERGIA	RELACION C/N.
Bacterias	$C_5H_7O_2N$	materia orgánica e inorgánica soluble	5
Hongos	$C_{10}H_{17}O_6N$	materia orgánica soluble, principalmente carbohidratos	10
Algas	$C_5H_8O_2N$	materia orgánica soluble	5
Protozoarios	$C_7H_{14}O_3N$	bacterias y materia orgánica sólida	7
Rotíferos	-	bacterias y flóculos	-
Crustáceos	-	bacterias y algas	-
Nemátodos	-	materia orgánica y sólida difícil de biodegradar	-

3.1.1 Dinámica de población

El modo de reproducción más comúnmente observado en los microorganismos es el de bipartición o fisión binaria. Sin embargo, existe una serie de condiciones que afectan su crecimiento.

La variación de la masa de microorganismos con respecto al tiempo (fig 3.4), tiene tres fases de las cuales dos corresponden al crecimiento neto de la masa activa y una al decreci

miento del mismo parámetro. El crecimiento logarítmico de -- la masa de microorganismos se inicia tan pronto como el -- inóculo se pone en contacto con el sustrato. En ésta fase -- existe exceso de comida y el crecimiento sólo depende de la habilidad de la población para reproducirse. Al final de es ta etapa el crecimiento celular se halla a su máximo nivel, y es seguida inmediatamente por la disminución de la masa activa. En el punto máximo de la curva existe la mayor remoción de materia orgánica.

La disminución del crecimiento se inicia cuando la materia orgánica que sirve de alimento se convierte en en el factor limitante y termina cuando casi toda la materia orgánica ha sido estabilizada. La mayoría de los tratamientos biológicos se realizan entre la disminución del crecimiento y la fase -- endógena, etapa en que se conoce el valor de la relación F/M y puede calcularse la concentración de la comida del efluente con base en la masa activa.

Cuando la materia orgánica escasea, los microorganismos se -- ven en la necesidad de metabolizar su propio protoplasma. La poca síntesis que puede realizarse es tan lenta que provoca -- una tasa de remoción de 0.6% por hora; el equilibrio se alcan za a tal grado que la relación F/M es constante.

De lo anterior se concluye que a mayor cantidad de sustrato,

más se propicia el crecimiento de microorganismos, pero para un tiempo de retención constante existe una concentración tal, que ya no alcanza a completarse el metabolismo y no se produce mayor crecimiento. Es importante que un sistema de tratamiento se opere antes de la parte constante de la curva para obtener la eficiencia máxima. Esto puede lograrse mediante la dilución del efluente o el aumento del tiempo de retención en el reactor .

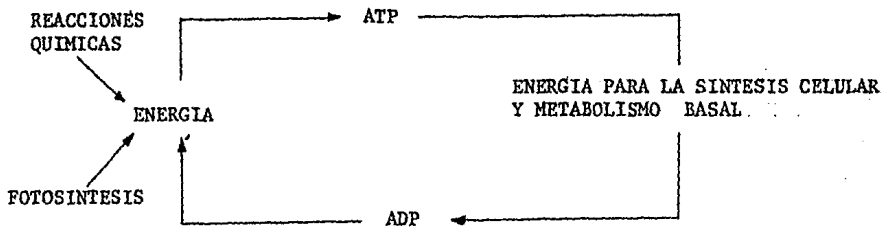
3.1.2 Fisiología celular

El procedimiento mediante el cual los microorganismos sintetizan protoplasmas y obtienen energía es muy complicado y poco conocido, sin embargo, se sabe que para ello es vital la presencia de energía y de enzimas. Estas últimas son proteínas combinadas en ocasiones con metales y otros compuestos orgánicos; según el lugar donde actúen se clasifican en extracelulares e intracelulares. Si un sustrato requerido no puede penetrar la membrana celular, la enzima extracelular actuará para llevarlo al interior de la célula donde será metabolizado con ayuda de una enzima intracelular.

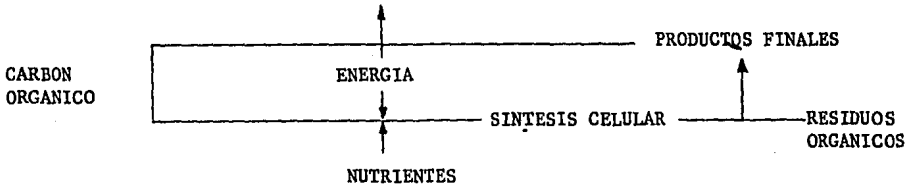
Además de las enzimas se requiere de energía para realizar las reacciones bioquímicas esenciales.

La energía liberada de los alimentos se almacena en el ATP

(adenosintrifosfato) y se libera cuando el ATP se transforma en ADP (adenosindifosfato). En el siguiente esquema se representa la transferencia de energía celular ATP-ADP.



De manera simplificada puede considerarse que la fisiología celular se realiza mediante dos tipos de reacciones: energía y síntesis, donde la primera libera energía para que la segunda pueda realizarse. En el siguiente esquema se muestra el metabolismo de las bacterias heterótrofas.



En esta representación se observa que sólo una parte de los residuos es transformada en productos finales, produciendo energía empleada para continuar con la oxidación de la materia orgánica. Al empezar a disminuir el alimento en el agua residual se inicia el decremento de la masa celular debido a la utilización del protoplasma. Si ésta situación prevalece el tiempo suficiente se obtendrá sólo materia estabilizada en el efluente. A este proceso se le llama respiración endógena y es común a todos los microorganismos.

3.1.3 Factores que afectan el crecimiento biológico

Los factores que se describen a continuación se refieren principalmente a las condiciones del medio ambiente durante el crecimiento biológico.

- 1) Habilidad de los microorganismos para metabolizar un sustrato, así como sus requerimientos físicos del medio.
- 2) Naturaleza del sustrato. Aunque la composición del agua residual es muy variada, existe un conjunto de sustancias que predominan y que tienen características químicas propias que favorecen o inhiben el desarrollo de determinado tipo de microorganismos.
- 3) Presencia de nutrientes. Tomando como base la composición de las bacterias $C_5H_7O_2N$, se ha determinado que se requiere el 12.4%, en peso, de la masa de microorganismos diariamente producidos de N y aproximadamente un quinto de este valor de P. En caso de deficiencia, será necesario añadir ambas cantidades a las aguas residuales antes de tratarlas.
- 4) Concentración de oxígeno. Este factor es de suma importancia en los tratamientos aerobios, donde el aire suministrado debe ser suficiente para mantener como mínimo de 1 a 2 mg/l de O_2 disuelto.
- 5) Temperatura. Para cada especie de bacteria existe una temperatura en la que el crecimiento y reproducción se efectúa con mayor rapidez; para la mayoría de los organismos saprófitos que se desarrollan en los tratamientos biológicos, la temperatura adecuada está entre 25 y 30°C.

- 6) pH. La mayoría de los microorganismos son muy sensibles al pH del medio, teniendo preferencia por ciertos rangos del mismo, por lo que es de suma importancia en el control del tipo de especies que se desarrollan en un agua residual.

3.2 Diseño experimental

Con el fin de estudiar la biodegradabilidad de las aguas residuales de las plantas FUPRESA, TRASEJE y VELCON, se emplearon dos tipos de reactores. El primer sistema denominado comúnmente "batch", cuyo objetivo fue dar a conocer el nivel -- máximo de estabilización del agua problema, y el segundo, sistema continuo, obtuvo las constantes de biodegradabilidad.

3.3 Descripción y operación de las plantas piloto

Atendiendo a la anterior clasificación de las plantas piloto, se describe primero el sistema batch y posteriormente el sistema continuo.

a) Sistema Batch

Descripción

La unidad de este sistema consistió en un modelo hecho a base de acrílico transparente de 3mm. de espesor dividido en 6 cel

das de aeración de 2.75 lts. de capacidad, cada una las cuales tenían en el fondo un dispositivo aereador de los comúnmente utilizados en los acuarios de ornato, Fig 3.1.

Operación

Al inicio de la operación, cada celda se alimentó con un volumen de 2 litros de una muestra especial, los efectos de la evaporación se abatieron agregando periódicamente agua destilada al sistema, hasta alcanzar el volumen correspondiente. Este volumen sólo se vió reducido por las muestras extraídas -- para los análisis de laboratorio, el nuevo nivel se marcó después de cada toma. Los sólidos adheridos a las paredes de los matraces podían afectar las mediciones, por lo cual se regresaban al sistema tallando las paredes con una varilla de plástico limpia, lavándola después con agua destilada, dentro del matraz.

El dispositivo aereador se conectó a un compresor de aire, -- burbujeando el agua del sistema, a fin de suministrar el oxígeno necesario para los procesos metabólicos de los microorganismos aerobios, además de mantener un mezclado uniforme.

b) Sistema continuo

Descripción

El sistema continuo consistió en una planta piloto de lodos - activados, formada básicamente por dos unidades: la primera unidad, correspondiente al reactor estrictamente hablando, fue un tanque de aeración completamente mezclado y de flujo continuo. La segunda unidad, donde se supone no existe estabilización de materia orgánica, estuvo conformada por el - tanque de sedimentación; ambas unidades forman un reactor.

En cuanto a su construcción las unidades fueron armadas con acrílico transparente de 3 mm de espesor, con el fin de observar diariamente el funcionamiento de la planta.

El licor mezclado fue mantenido en condiciones aerobias y con un mezclado completo mediante un difusor de aire colocado a la misma altura que la alimentación. La comunicación entre la unidad de aeración y la de sedimentación se realizó por - medio de una compuerta deslizante, dejándose una abertura de 2 cm. en el fondo para realizar la comunicación entre ellos.

Operación

Para una obtención más rápida de resultados con este sistema se utilizaron cuatro plantas piloto, las cuales tenían diferentes tipos de retención variando éstos de 2 a 12 hrs.

El afluente de las plantas piloto proviene directamente de la descarga de las plantas, el cual era depositado en un tan-

que se encontraba en la parte superior del modelo, lo que permitía que el sistema completo trabajara por gravedad.

Para crear la población biológica necesaria para la remoción de materia orgánica, se sembró cada planta con lodos activados provenientes del tanque de aereación de la planta de tratamiento de aguas residuales de la Ciudad Deportiva. En un inicio, dichos lodos fueron alimentados con el afluente sedimentado de la misma planta hasta que se recibieron las muestras de estudio, las cuales fueron introducidas directamente al licor mezclado, esperando una semana de aclimatación para la medición de parámetros en el laboratorio.

3.4 Parámetros de control

Los parámetros de control para los sistemas "batch" y continuo, son básicamente los mismos. Su diferencia principal radica en la periodicidad de las pruebas, debiéndose ésta a las características inherentes a cada planta y a la finalidad con la cual fueron construídas.

a) Sistema batch

Los parámetros más importantes en este sistema son los sólidos, DQO y DBO_5 , así como la presencia de nutrientes biológicos como son, nitrógeno, fósforo y azufre. Además, fue ne-

cesario medir parámetros de control tales como pH, alcalinidad y algunas concentraciones de materiales tóxicos.

En el presente estudio la frecuencia de los análisis fue de una vez por semana, para los sólidos y DQO. A pesar de que la DBO_5 total es de suma importancia, no se midió con mayor frecuencia, debido a que esta prueba requiere de una gran cantidad de muestra y al tomarla se reduciría notablemente el volumen del sistema. La razón por la cual los sólidos y la DQO se midieron una vez por semana, es que, además de evitar la reducción de volumen, estos datos fueron suficientes para observar la biodegradación de la materia orgánica indicada en la DQO y la cantidad de microorganismos presentes indicados por los sólidos. Los demás parámetros no son tan importantes en este caso, por lo que se optó por medirlos sólo al inicio y al final.

b) Sistema continuo

Los parámetros de control se eligieron atendiendo a las necesidades propias de Eckenfelder-Ramalho, y a la necesidad de vigilar la operación correcta de la planta. Estos son: sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV), sólidos suspendidos fijos (SSF), demanda química de oxígeno (DQO), demanda biológica de oxígeno (DBO_5), potencial hidrógeno (pH) y temperatura. Los parámetros de control se aplicaron al afluente, al efluente y al licor mezclado para cada planta piloto.

la DBO, DQO y los sólidos fueron los valores que intervinieron directamente en la obtención de las constantes de biodegradabilidad. En forma indirecta también influyó la temperatura del licor mezclado, ya que ésta afecta la rapidez de las reacciones bioquímicas en el proceso de estabilización.

El pH se midió con el objeto de mantenerlo en condiciones apropiadas para el desarrollo de los microorganismos y la alcalinidad para establecer la capacidad buffer del sistema.

En general todos los parámetros, al comparar su concentración y/o estado químico en el afluente y el efluente, dan una idea del funcionamiento y en algunos casos de la eficiencia de las plantas piloto.

3.5 Procedimientos analíticos

Los procedimientos analíticos empleados tanto para el sistema Batch como para el continuo se basan en lo expuesto en la ref 1.

La demanda de oxígeno con el tiempo (dO/dt) se midió con el electrodo de oxígeno ORION 97-08-00 serie num. VS1, mediante el siguiente procedimiento: Se llena una botella de DBO con licor mezclado y se toma la lectura de O_2 en ppm (partes por millón) en el aparato, con el tiempo, a partir de cero. Es necesario esperar a que la concentración de microorganismos en

el reactor sea la adecuada, ya que al efectuar la purga de lodos directamente del tanque, ésta disminuye Figs 3.7 a 3.9

El valor experimental de la dO/dt es importante ya que permite conocer la demanda de oxígeno para un determinado tipo de desecho y cierta población biológica, así como la actividad biológica aproximada.

3.6 Análisis de resultados

En el presente estudio se seleccionó el modelo matemático de Eckenfelder - Ramalho para la obtención de los parámetros básicos de diseño, y con base en él, se planeó la etapa experimental; considerando las condiciones generales de operación, muestreo y análisis. Las constantes obtenidas fueron las siguientes:

Constante de biodegradabilidad ó de remoción biológica

Constante de síntesis y de respiración endógena

Constante para la producción de lodos

a) Sistema Batch

El sistema batch es una prueba que se realiza paralela al sistema continuo con el fin primordial de examinar si las aguas residuales no reaccionarán de manera desfavorable con los lodos activados, lo cual provocaría un decrecimiento de los microorganismos; si ésto sucediera sería inútil seguir el estudio con el sistema continuo.

Es por esto, que en este estudio al verificar que no hubo una reacción química desfavorable, los parámetros de diseño para la planta (P y K_g) se obtuvieron con el sistema continuo.

b) Sistema continuo

Las relaciones que se presentan a continuación son las desarrolladas por Eckenfelder para un sistema continuo de aeración completamente mezclada.

Balance de material para un régimen establecido

$$QS_o - QS_e = \frac{dS}{dt} V \quad (3.1)$$

donde

Q = gasto de entrada a la planta, en l/s

S_o, S_e = materia orgánica, en términos de DBO del afluente y efluente respectivamente, en mg/l

t = tiempo de aeración, en h

V = volumen del tanque, en l

considerando que

$$\frac{dS}{dt} = k X_{v,a} S_e \quad (3.2)$$

es una función del sustrato remanente, de acuerdo a una reacción cinética de primer orden, se tiene la siguiente relación.

$$\frac{S_o - S_e}{X_{v,a} t} = k S_e \quad (3.3)$$

donde

k = tasa de remoción del sustrato, en t^{-1}

$X_{v,a}$ = SSVLM, en mg/l

La ecuación que relaciona el requerimiento de oxígeno para la remoción biológica y la respiración endógena es:

$$R_r V = a' S_r Q + b' X_{v,a} V \quad (3.4)$$

donde

R_r = tasa de consumo de oxígeno por día, en Kg O_2/d

V = volumen del tanque de aeración

a' = fracción del sustrato removido utilizado para producción de energía

b' = cantidad de oxígeno utilizado en el reactor para el proceso de respiración endógena o fracción de SSV oxidados por día, t^{-1}

S_r = ^vremoción de sustrato, $(S_o - S_e)$, en mg/l

La acumulación de lodos en el sistema debido a la oxidación - del desecho se puede estimar considerando los siguientes componentes.

- a) Incremento de lodos debido a los SS de afluente
- b) Incremento de lodos debido a síntesis celular
- c) Decremento de lodos debido a oxidación celular o respiración endógena
- d) Decremento de lodos debido a los SS del efluente

De lo anterior se obtiene

(3.5)

$$\Delta X_t = a S_r Q - b X_{va} V + Q_F X_{V,F} + Q_F (X_{NV,F} - X_{NV,e}) + Q'' X_{NV,e}$$

donde

ΔX_t = producción total de lodos

$$\Delta X_V = a S_P Q - b X_{V,a} V, \text{ producción neta de SSVLM}$$

$$Q_F X_{V,F} = \text{SSVLM a la entrada del reactor (antes de recircular)}$$

$$\Delta X_{NV} = Q_F (X_{NV,F} - X_{NV,e}) + Q'' X_{NV,e}, \text{ producción neta de lodos}$$

debido a la sedimentación de SSVN del afluente

a,b Constantes para la producción de lodos (ver fig 3.10)

Obtención de las constantes de biodegradabilidad y parámetros de diseño de las aguas residuales en estudio.

A partir del análisis de los resultados experimentales, cuyos valores se presentan en las tablas 3.1 y 3.2, se construyeron las tablas 3.3, 3.4, 3.5 y 3.6. Dicha información se procesó para la obtención de la constante de remoción k, las constantes a' y b' de remoción biológica y respiración endógena, respectivamente. Para el afluente estudiado, la constante de remoción k se calculó de la forma siguiente: utilizando los datos de S_o , S_e , $X_{V,a}$ y el tiempo de retención "t" que se encuentran en la tabla 3.4 y con la ecuación 3.3 se llevó a cabo el ajuste a una recta (fig 3.5) cuya pendiente es el valor de la constante k.

Las constantes para producción de energía (a') y de respiración endógena (b') (fig 3.6), se obtuvieron ajustando a una -

recta los valores de la tasa de consumo de oxígeno obtenidos en el laboratorio (figs 3.7, 3.8 y 3.9). Siendo a' la pendiente y b' la ordenada al origen de dicha recta.

El cálculo de las constantes a y b para la producción de lodos (fig 3.10), se realizó mediante el ajuste que se le hicieron a los datos de las tablas 3.5 y 3.6. De la recta obtenida, a es la pendiente y b su ordenada al origen.

3.7 Aplicación de los resultados obtenidos del modelo matemático

Con los resultados obtenidos aplicando el modelo matemático de Eckenfelder-Ramalho, se presenta a continuación los requerimientos de oxígeno y la producción de lodos secundarios que puede esperarse en la planta de acuerdo con los datos experimentales. En la fig 3.11 se presenta el diagrama resultante.

Los datos del proyecto son los siguientes:

$Q_{\min} = 2.50$ lps.
 $Q_{\text{med}} = 5.00$ lps. = 0.1141 MGD
 $Q_{\max} = 10.00$ lps.

pH = 7.8
 $DBO_5 = 203$ mg/l
 $DQO = 617$ mg/l

$$ST = 1505 \text{ mg/l}$$

$$SST = 82 \text{ mg/l}$$

$$SDT = 1423 \text{ mg/l}$$

Procedimiento de cálculo

1.- Cálculo de la tasa de recirculación de los SSVLM

$$r = \left[X_{v,a} - a (S_F - S_e) + b \frac{S_F - S_e}{K(S_e - S_n)} - X_{v,F} \right] / (X_{vu} - X_{va}) \quad (3.6)$$

donde

$$S_F = 203 \text{ mg/l}$$

$$a = 0.10$$

$$k = 0.009 \text{ día}^{-1}$$

$$S_e = 20 \text{ mg/l}$$

$$b = 0.06$$

$$X_{v,a} = 3000 \text{ mg/l}$$

$$X_{v,u} = 10,000 \text{ mg/l}$$

$$X_{v,F} = 0$$

Sustituyendo los valores en la ec. 3.6

$$r = \left[3000 - 0.10 (203 - 20) + 0.06 \frac{(203 - 20)}{0.009 (20 - 10)} \right] /$$

$$(10,000 - 3000) = 0.43$$

2.- Cálculo de la DBO de alimentación combinada (S_o)

$$S_o = (S_F - rS_e) / (1 + r)$$

$$S_o = (203 + 0.44 \times 20) / (1 + 0.44) = 147.55 \text{ mg/l}$$

3.- Cálculo del tiempo de residencia en el reactor

$$t = \frac{S_o - S_e}{k X_{v,a} (S_e - S_n)} = \frac{148 - 20}{0.009 \times 3000 (20 - 10)} = 0.47 \text{ día}$$

$$t = 0.47 \text{ día} = 11.28 \text{ hr.}$$

Relación F/M

$$F/M = S_o / X_{v,a} t = 147 / 3000 \times 0.47 = 0.104 \text{ día}$$

Este valor es compatible para buenas condiciones de floculación

4. Cálculo de volumen del reactor

$$V = Qt = Q_F (1 + r) t = 0.1141 (1 + 0.44) 0.47 = 0.0772 \text{ MG}$$

$$V = 0.0772 \text{ MG} = 292202 \text{ lts.} = 292 \text{ m}^3$$

$$\text{Si } h = 3.50 \text{ m;}$$

$$A = V/h = 292/3.5 = 83.43 \text{ m}^2$$

$$b = 7.00 \text{ m};$$

$$L = A/b = 83.43/7 = 11.91 = 12 \text{ m}$$

5. Cálculo de la producción neta de los SSVLM

$$\Delta X_v = a(S_F - S_e) Q_F - b X_{v,a} V$$

$$\Delta X_v = 0.10 (203-20) 0.1141 \times 8.34 - 0.06 \times 3000 \times 0.0772 \times 8.34$$

$$\Delta X_v = 7.91 \text{ lb/día}$$

Entonces la concentración de SSV en la alimentación combinada es:

$$X_{v,o} = (X_{v,F} + rX_{v,u}) / (1 + r)$$

$$X_{v,o} = (0 + 0.43 \times 10,000) / (1 + 0.43) = 3007 \text{ mg/l}$$

6. Cálculo del lodo de desecho (Q'') y del efluente neto (Q')

$$Q'' = (\Delta X_v + 8.34 Q_F X_{v,F}) / 8.34 X_{v,u} \quad \text{para} \quad X_{v,F} = 0$$

$$Q'' = 7.91 / 8.34 \times 10,000 = 9.4844 \times 10^{-5} \text{ MGD} = 4.15 \times 10^{-3} \text{ lps}$$

$$= 359 \text{ lpd}$$

$$Q' = Q_F - Q'' = 5.0 - 4.15 \times 10^{-3} = 4.995 \text{ lps}$$

7. Cálculo de la concentración de sólidos suspendidos no volátiles (ΔX_{NV}) y la producción total de lodos ΔX_t

$$\Delta X_{NV} = Q_F (X_{NV,F} - X_{NV,e}) + Q'' X_{NV,e}$$

$$\begin{aligned} \Delta X_{NV} &= 0.1141 (30 - 20) 8.34 + 9.4844 \times 10^{-5} \\ &\quad \times 20 \times 8.34 = 9.53 \text{ lb/día} \end{aligned}$$

Producción total de lodos, para $X_{v,F} = 0$

$$\Delta X_t = \Delta X_v + \Delta X_{NV} + Q_F X_{v,F} = 7.91 + 9.53 = 17.44 \text{ lb/día}$$

8. Cálculo de requerimientos de oxígeno (fig 3.6)

$$a' = 0.30$$

$$b' = 0.07$$

$$\text{lb } O_2/\text{día} = a' (S_F - S_e) Q_F + b' X_{v,a} V$$

$$\text{lb } O_2/\text{día} = 0.30 (203 - 20) 0.1141 \times 8.34 + 0.07 \times 3000$$

$$\times 0.0772 \times 0.0772 \times 8.34; \text{ lb } O_2/\text{día} = 187.45$$

$$\frac{187.45}{24} = 7.81 \text{ lb } O_2/\text{hr}$$

9. Cálculo del aire de difusión

$$\text{DBO}_5 \text{ removida} = \frac{(S_F - F)}{1 + t} 8.34 Q$$

$$F = \frac{\frac{S_F}{1 + r}}{k_m(t) + 1} = \frac{\frac{203}{1 + 0.43}}{360(0.47) + 1} = \frac{141.96}{170.20} = 0.83 \text{ mg/l}$$

$$\text{DBO}_5 \text{ removida} = \left(\frac{203 - 0.83}{1 + 0.47} \right) 8.34 \times 0.1632 = 187.19 \text{ lb/día}$$

$$\text{Demanda total de oxígeno/DBO}_5 \text{ remov.} = 187.45/187.19 = 1.00 \text{ lb/lb}$$

Tirante de agua	3.5 m (11.48 pies)		
O ₂ absorción (STF)	0.05		
Tirante de salida de aire	3.20 m (10.49 pies)		
Temperatura	20 °C		
C _s	9.2 mg/l		
C _e	1.0		
θ = 1.02	ρ = 0.9	α = 0.9	β = 0.9

Contenido de oxígeno del aire en el tanque de aeración:

$$O_t = \frac{21(1 - O_2 \text{ absorción}) \times 100}{79 + 21(1 - O_2 \text{ absorción})}$$

$$O_t = \frac{21(1 - 0.05) 100}{79 + 21(1 - 0.05)} = 20.16 \%$$

Presión absoluta al soltar el aire al tirante considerado

$$P_b = 14.7 + D_r (0.433) = 14.7 + 10.49 (0.433) = 19.24 \text{ psi}$$

Volumen de saturación de oxígeno en el tanque de aeración

$$C_{sm} = C_s \left(\frac{P_b}{29.4} + \frac{O_t}{42} \right) = 9.2 \left(\frac{19.24}{29.4} + \frac{20.16}{42} \right) = 10.44 \text{ mg/l}$$

Eficiencia de transferencia de oxígeno

$$TEW = STE (\alpha) \frac{(C_{sm} \rho \beta) - C_e}{9.2} \theta (T - 20)$$

$$TEW = 0.05 (0.9) \left[\frac{10.44 \times 0.9 \times 0.9 - 1.0}{9.2} \right] 1.02^{(20-20)}$$

$$TEW = 0.037$$

Requerimientos de aire

$$\text{pie}^3 \text{ aire/lbDBO}_5 \text{ rem} = \frac{\text{lbO}_2/\text{lbDBO}_5 \text{ rem}}{0.0176 (\text{TEW})}$$

$$\text{pie}^3 \text{ aire/lb DBO}_5 \text{ rem} = \frac{1.00}{0.0176 \times 0.037} = 1536 \text{ pie}^3/\text{lb}$$

$$\text{pie}^3 \text{ aire/día} = 1536 (187.19) = 287,524 \text{ pie}^3/\text{día}$$

$$\text{PCM} = \frac{287,524}{1440} = 200 \quad \text{pie}^3/\text{min}$$

$$\text{Flujo por difusor} = 10 \quad \text{pie}^3/\text{min.}$$

$$\text{No. de difusores} = \frac{200}{10} = 20 \text{ difusores}$$

Se considera un 25% más de aire requerido para utilizarse en el "air-lift"

$$\text{Requerimiento de aire} = 1.25 (200) = 250 \quad \text{pie}^3/\text{min} = 7.08 \text{ m}^3/\text{min.}$$

Potencia requerida para una presión de 6 psi y 85% de eficiencia.

$$P = \frac{6 \times 250 \times 144}{33000 (0.85)} = 7.70 \text{ HP}$$

Se utilizarán dos sopladores tipo 125 GL/GM, a 1750 rpm con un motor de 10 HP cada uno.

Diseño del sedimentador secundario

$$Q_{\text{med}} = 0.1141 \text{ MGD}$$

$$Q_{\text{min}} = 0.0579 \text{ MGD}$$

$$R = 0.43\%$$

$$M_t = 3000 \text{ mg/l} = 3 \text{ gr/l}$$

Velocidad de sedimentación

$$V_s = 25 (e^{-0.33 M_t})$$

$$V_s = 25 (e^{-0.33 \times 3}) = 9.29 \text{ pie/hora}$$

Area superficial

$$A_s = \frac{Q_{\max}}{V_s (180)}$$

$$A_s = \frac{228,269}{9.29 (180)} = 136.51 \text{ pie}^2 = 12.68 \text{ m}^2 = 13 \text{ m}^2$$

Carga superficial con flujo promedio

$$C_s = \frac{114,135}{136.51} = 836 \text{ Gal/pie}^2/\text{día} = 34 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día};$$

bien

Volumen

$$V = Q_{t_r} = 432 \text{ m}^3/\text{día} \times \frac{2.5 \text{ hr}}{24 \text{ hr/día}} = 45 \text{ m}^3$$

Si ; b = 2.50

h = 2 m

l = 9.00 m

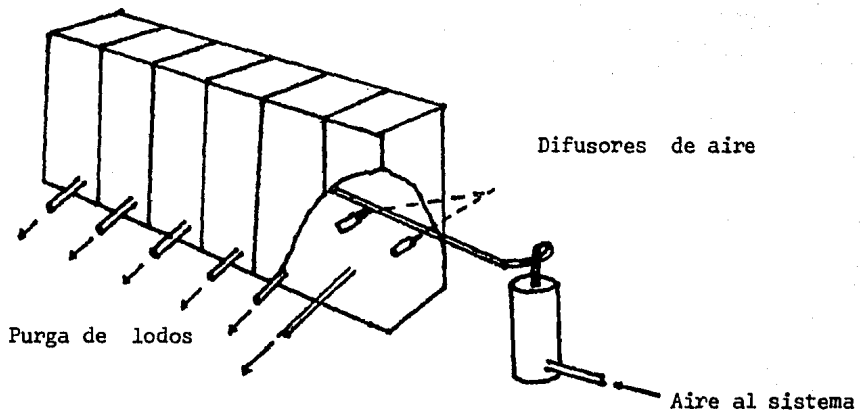
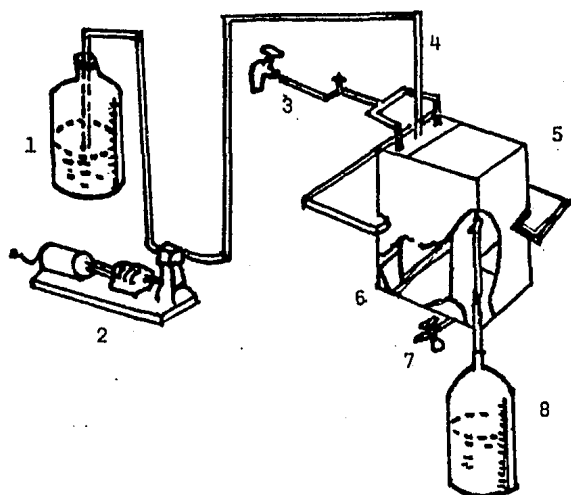
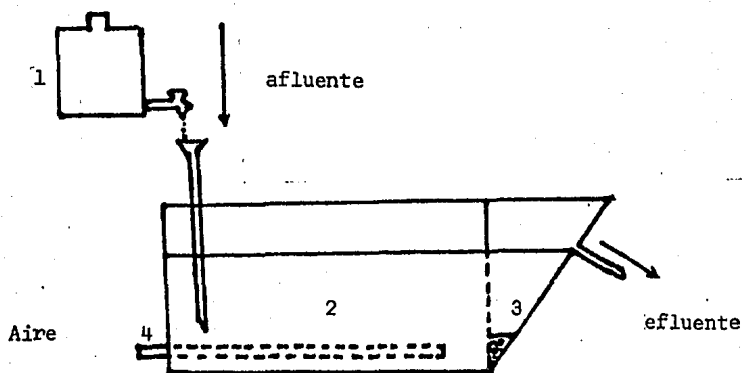


Fig 3.1 Reactor batch para pruebas de tratabilidad biológica



- 1.- Desecho
- 2.- Bomba dosificadora
- 3.- Alimentación de aire
- 4.- Afluente
- 5.- Reactor biológico
- 6.- Difusores de aire
- 7.- Purga de lodos
- 8.- Efluente



- 1.- Botella de aspiración para dosificación (4 lts)
- 2.- Cámara de aereación (2 lts)
- 3.- Depósito de sedimentación
- 4.- Tubo de aereación

Fig 3.2 a y 3.2 b Reactores continuos para pruebas de tratabilidad biológica

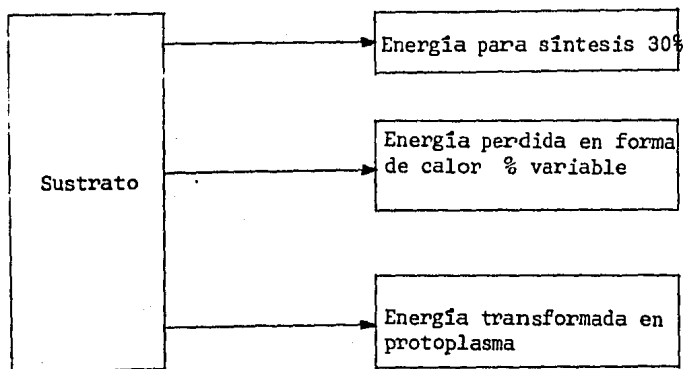


Fig 3.3 Intercambio energético entre la masa orgánica y los microorganismos.

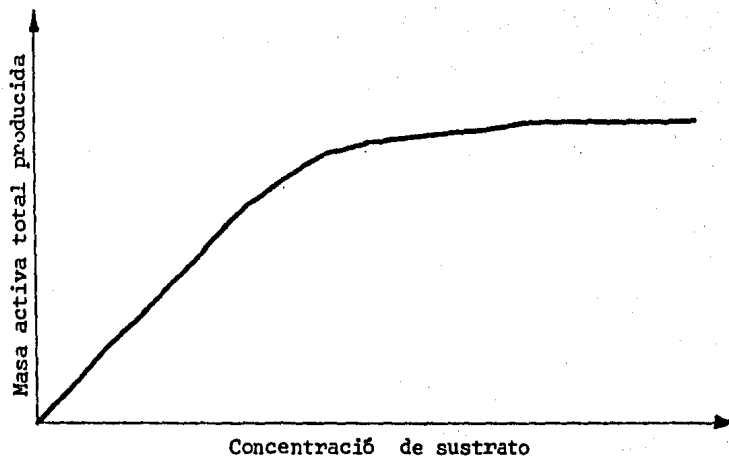


Fig 3.4 Masa total de microorganismos producida para diversas concentraciones de sustrato.

TABLA Nº 3.1

	DQO (mg/l)	DBO (mg/l)	ALCALINIDAD (mg/l)	GRASAS Y ACEITES (mg/l)	TURBIEDAD (UTJ)	COLOR (Pt-Co)	TEMPERATURA °C	p H
DESECHO 1	316	204			180	187	24	8.1
DESECHO 2	960	213	442		660	750	19	8.31
DESECHO 3	617	203	440	16	575	680	18	7.83
DESECHO 4	530	192	456	20	350	500	25	8.1

TABLA Nº 3.2

		PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3	PRUEBA 4	PRUEBA 5	PRUEBA 6	PRUEBA 7
SST (mg/l)	LMR-1	1410	1843	1730	1522	1578	1516	
	LMR-2	2686	2198	1825	2095	2016	1851	
	LMR-3	2857	1920	1867	1664	1929	1924	
	LMR-4	2030	1538	1992	1666	2183	1758	
SSV (mg/l)	LMR-1	1040	1363	1235	1200	1180	1054	
	LMR-2	1643	1512	1212	1783	1416	1157	
	LMR-3	1885	1330	1280	1360	1400	1320	
	LMR-4	1390	1012	1417	1349	1795	1187	
SSF (mg/l)	LMR-1	370	480	495	322	398	462	
	LMR-2	1043	666	613	312	600	694	
	LMR-3	972	590	587	304	529	604	
	LMR-4	640	526	575	317	388	571	
DQO (mg/l)	EFLUENTE 1	960	378	327	351	309		
	" 2	592	336	285	291	261		
	" 3	460	249	273	240	231		
	" 4	306	198	219	171	180		
	INFLUENTE	2040	617	918	653	510	1500	2040
pH	EFLUENTE 1	8.71	8.2	8.1	8.1	8.0	8.2	
	" 2	8.14	8.07	8.0	8.1	8.1	8.0	
	" 3	8.38	8.1	8.1	8.2	8.0	8.1	
	" 4	8.05	8.18	8.1	8.2	8.1	8.0	
	INFLUENTE	8.31	7.83	8.0	7.9	7.7	7.8	
T (°C)	EFLUENTE 1	19	18	18	18	19	19	
	" 2	19	18	18	18	19	19	
	" 3	19	18	18	19	18	18	
	" 4	19	18	18	18	19	19	
	INFLUENTE	19	18	18	18	19	18	

TABLA 3.3 DATOS DE LABORATORIO

Nº Reactor	DBO Promedio del Influyente S_o [mg/l]	DBO ₅ Promedio del Efluente S_e [mg/l]	SSVLM Promedio $X_{v,a}$ [mg/l]	Gasto Q [l/día]	Tasa de Consumo de Oxígeno R_r [mgO ₂ /l(día)]	Producción de lodos $\Delta X_1 / v$ [mg/lodo/l(día)]	Indice de volumen de lodos SVI
1	203	113	1200	16.56	260	238	73
2	203	95	1416	31.68	204	204	67
3	203	81	1338	10.08	198	149	65
4	203	62	1350	15.84	180	162	61

TABLA 3.4 CINÉTICA DE RENOVACION

Nº Reactor	DATOS DE LABORATORIO				DATOS CALCULADOS					LAB.
	S_o [mg/l]	S_e [mg/l]	$X_{v,a}$ [mg/l SSV _{LM}]	Q [l/día]	t Tiempo de Retención día	$S_o - S_e$ [mg/l]	$X_{v,at}$ [mg.día/l]	$(S_o - S_e) / kv$ [día ⁻¹]	$F/M = S_o / kvpt$ [mg DBO ₅ / (mgSSVLM) (día)]	SVI
1	203	113	1200	16.56	0.167	90	200	0.450	1.015	73
2	203	95	1416	31.68	0.25	108	354	0.305	0.573	67
3	203	81	1338	10.08	0.334	122	447	0.273	0.454	65
4	203	62	1350	15.84	0.50	141	675	0.209	0.301	61

TABLA 3.5

PARAMETROS DE UTILIZACION DE OXIGENO

Reactor	DATOS DE LABORATORIO		DATOS CALCULADOS	
	$X_{v,a}$ [mg/l]	R_r [mgO ₂ /(l)(día)]	$R_r/X_{v,a}$ [día ⁻¹]	$(S_o - S_e)/X_{v,at}$ [día ⁻¹]
1	1200	260	0.217	0.450
2	1416	204	0.162	0.305
3	1338	198	0.148	0.273
4	1350	180	0.133	0.209

TABLA 3.6

PARAMETROS DE PRODUCCION DE LODOS

Reactor	DATOS DE LABORATORIO		DATOS CALCULADOS		DATOS LAB.	DATOS CALCULADOS	
	$\Delta X_l/V$ mgSS/(l)(día) (SS TOTALES)	t días	$(X_{NV,o} - X_{NV,e})t$ - S_n $S_n = 17$ [mgSS/(l)(día)]	$(\Delta X_l/V) - (X_{NV,o} - X_{NV,e})/t$ mgSSVLM/(l)(día)	$X_{v,a}$ (mg/l)	$*$ mgSSVLM/(día) mgSSSVLM	$(S_o - S_e)/X_{v,at}$ (día ⁻¹)
1	238	0.167	102	136	1200	0.113	0.450
2	204	0.25	68	136	1416	0.096	0.305
3	149	0.334	51	98	1338	0.073	0.273
4	162	0.50	34	128	1350	0.095	0.209

$$* ((\Delta X_{l/V}) - (X_{NV,o} - X_{NV,e} + X_{v,o})t) / X_{v,a}$$

FIG. 3,5 DETERMINACION GRAFICA DE K Y S_n

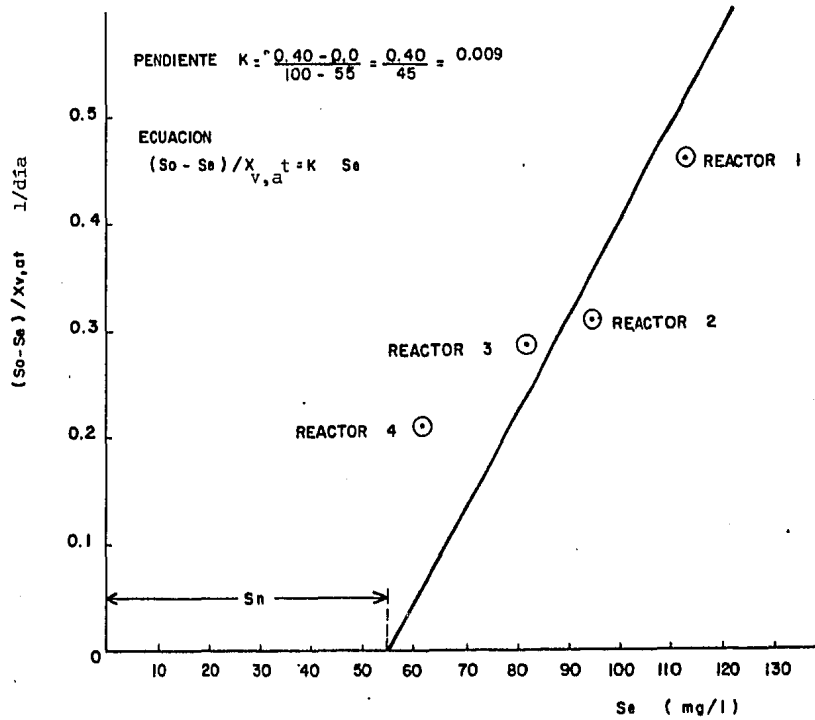


FIG 3.6 DETERMINACION DE LAS CONSTANTES a' y b' DE PRODUCCION DE ENERGIA Y RESPIRACION ENDOGENA

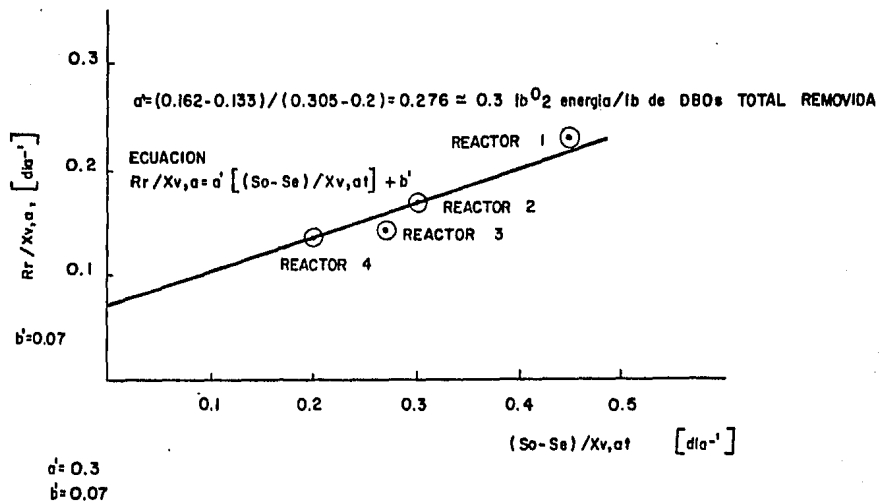


FIG. 3.7 DETERMINACION DE LA TASA DE CONSUMO DE OXIGENO

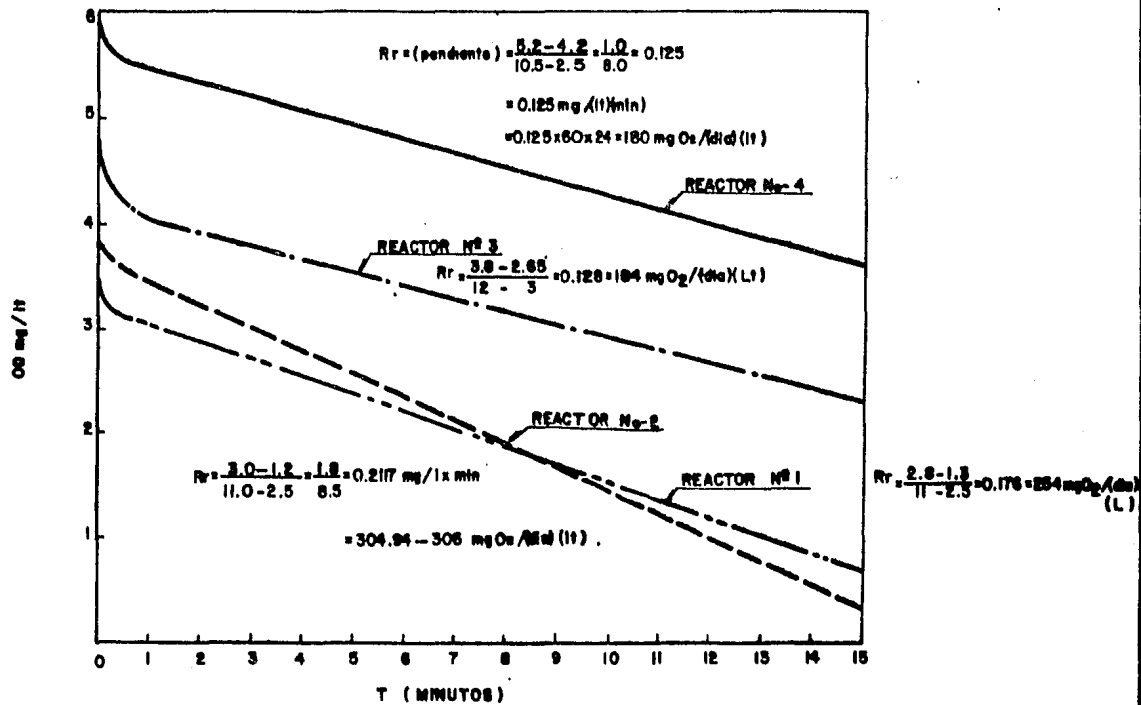


FIG. 3.8 DETERMINACION DE LA TASA DE CONSUMO DE OXIGENO

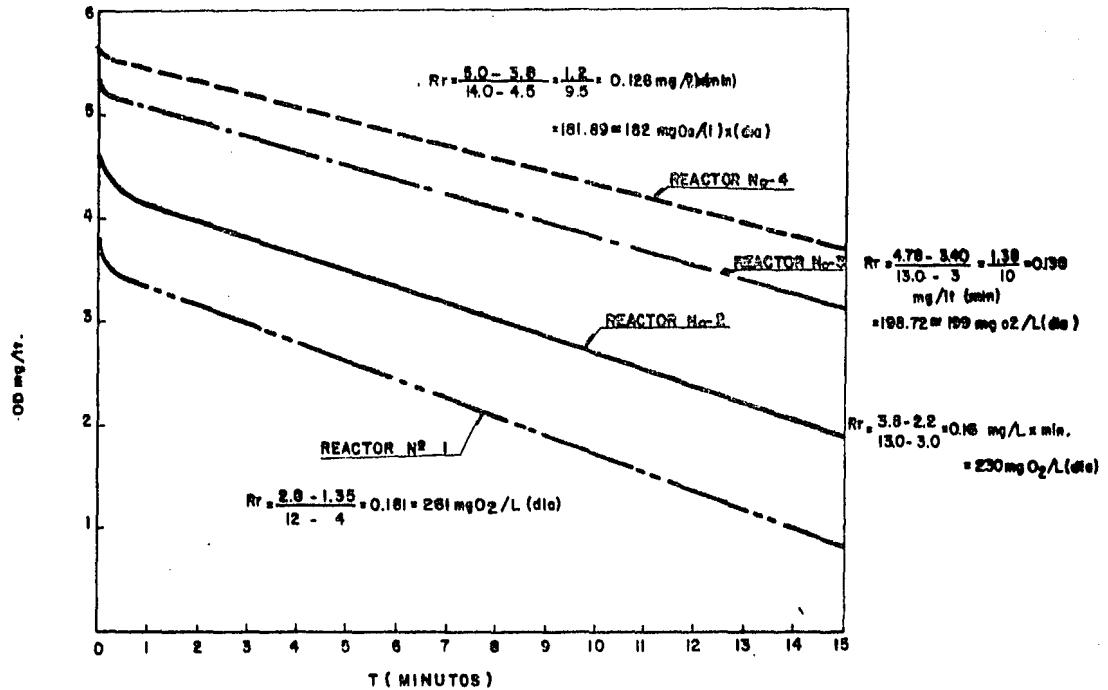


FIG 3.9 DETERMINACION DE LA TASA DE CONSUMO DE OXIGENO

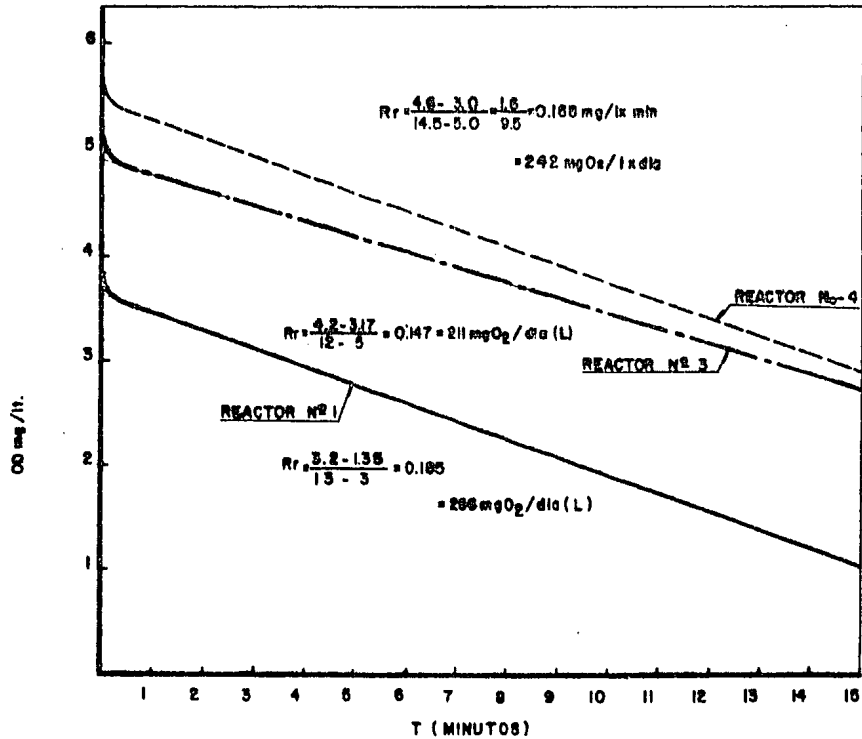


FIG 3.10 CONSTANTES α y b PARA LA PRODUCCION DE LODOS

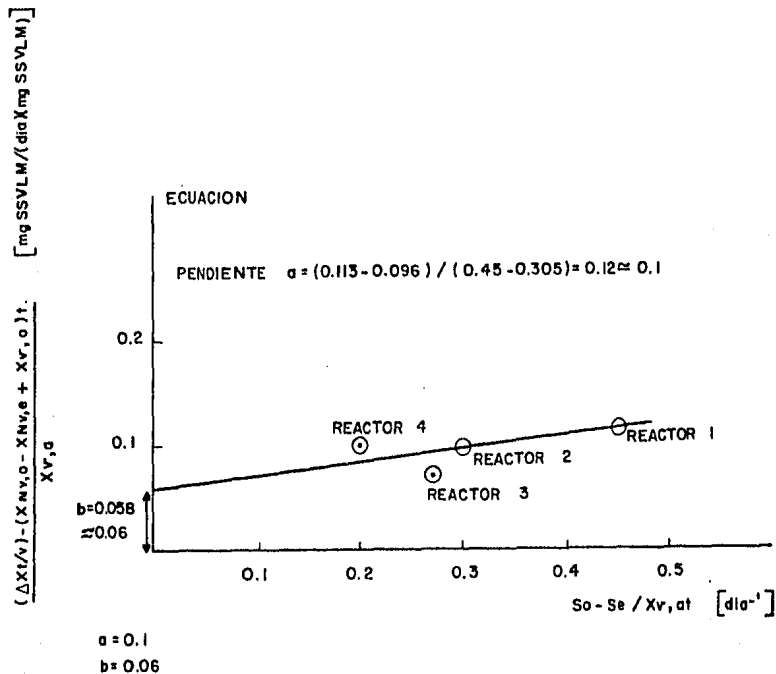
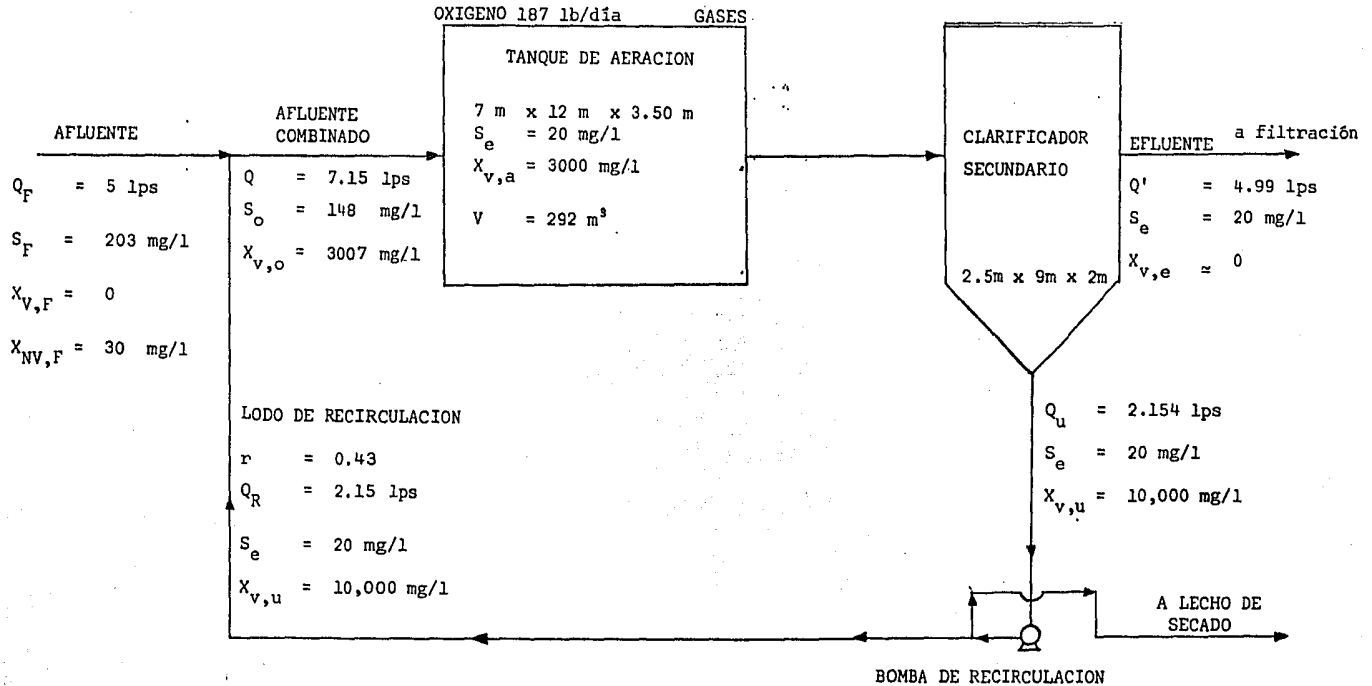


Figura 3.11

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE
TRANSEUE, VELCON Y FUPRESA UTILIZANDO EL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS



$Q'' = 359 \text{ lpd}$
 $\Delta X_V = 7.91 \text{ lb/día}$
 $\Delta X_{NV} = 9.53 \text{ lb/día}$
 $X_t = 17.44 \text{ lb/día}$

4. PRUEBAS DE COAGULACION QUIMICA

En el presente estudio se realizaron pruebas de coagulación a las aguas residuales de las plantas FUPRESA, TRANSEJE y VELCON con el objeto de comparar, en forma cualitativa, las eficiencias obtenidas mediante el proceso biológico de lodos activados.

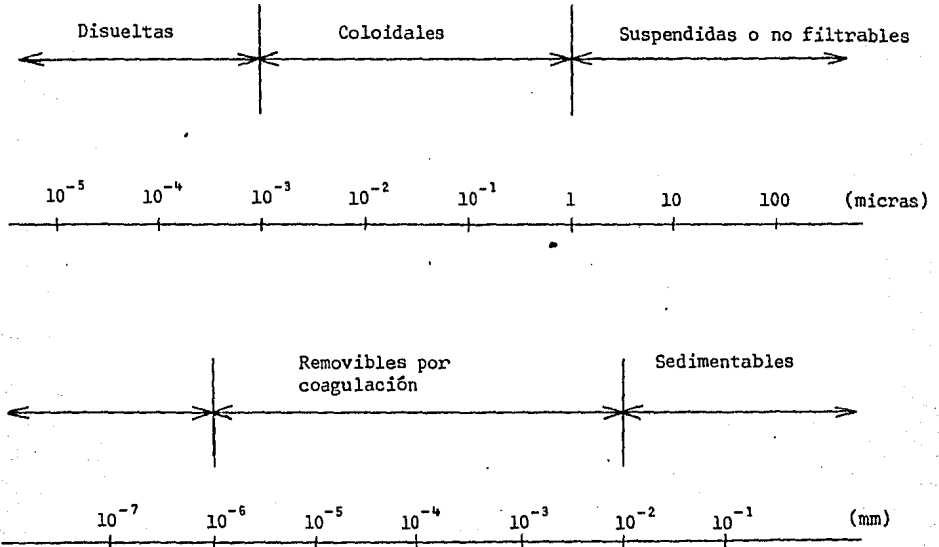
4.1 Fundamentos teóricos

La coagulación química es empleada para remover sustancias -- que provocan turbidez (como coloides, arcillas, compuestos orgánicos, bacterias y algas), color (como resultado de descomposición orgánica o desechos industriales), olor y sabor.

La precipitación química en el tratamiento de aguas residuales, implica la adición de compuestos que alteran el estado físico

de los sólidos suspendidos y disueltos para eliminarlos por sedimentación. El tamaño de las partículas a las cuales se aplica el anterior proceso se muestra en la figura siguiente:

CLASIFICACION Y TAMAÑO DE PARTICULAS



En algunos casos el efecto del coagulante es pequeño, realizándose entonces la remoción por atrapamiento del contaminante por un precipitado voluminoso consistente en forma básica

del coagulante. Otro posible efecto de la adición química, es un incremento neto en los sólidos disueltos del agua a tratar.

En la práctica los fenómenos de coagulación y floculación son dependientes de otros procesos físicos; de tal forma que existe una interrelación entre la selección del coagulante, dosificación, pH, coagulantes y el mezclado durante la reacción. Inclusive la eficiencia de este tratamiento físico-químico está en función de la sedimentación o filtración posterior. También existen diversos compuestos presentes en el agua.

La estabilidad de los coloides en suspensión es debida a la repulsión entre las partículas provocada por un potencial (potencial zeta), o bien por la adsorción de un coloide pequeño liofílico en otro grande hidrofóbico o por la adsorción en un polímero no iónico.

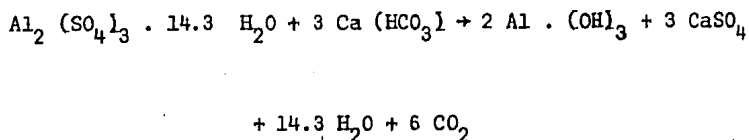
La desestabilización, en estas circunstancias, se lleva a cabo al reducir el potencial zeta con la adición de un electrólito catiónico o aniónico fuerte como el Al^{+++} o Fe^{+++} , o con un polielectrólito catiónico o aniónico, o por la formación de hidróxidos cargados positivamente como el $Al_x(OH)_y^+$ que se absorbe en el coloide.

La formación óptima del flóculo requiere que el pH esté cerca del punto isoeléctrico (para el aluminio este rango es de 5.0 a 7.0), y de una alcalinidad suficiente.

Dado que se empleó sulfato de aluminio como coagulante se mencionan a continuación algunas de sus características.

El sulfato de aluminio es el coagulante comúnmente empleado en el tratamiento de agua. Su fórmula promedio es $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14.3 H_2O$ con un peso molecular de 600.

El sulfato de aluminio reacciona con la alcalinidad del agua para el flóculo de hidróxido:



Cada mg/l de aluminio, disminuye la alcalinidad en 0.5 mg/l como $CaCO_3$ (carbonato de calcio) y produce 0.44 mg/l de CO_2 (dióxido de carbono). La producción del dióxido de carbono no es deseable, ya que aumenta la corrosividad del agua, por lo que el empleo de este coagulante debe estar en función del uso posterior del agua tratada.

4.2 Desarrollo experimental

Con el fin de comparar el comportamiento de las aguas residuales estudiadas frente a los procesos físico-químicos y biológicos se empleó el afluente de las plantas piloto en la prueba

de jarras, y con el objeto de estudiar el incremento en la eficiencia obtenida del proceso de lodos activados se trabajó con el efluente.

Ambas muestras se trataron en la misma forma. Se colocaron seis matraces con el agua problema en el aparato de mezclado, se agregó el coagulante seguido de una agitación rápida de 2 minutos, posteriormente, se aplicó agitación mecánica lenta por 30 minutos y se dejó sedimentar una hora. Se consideró al sobrenadante como el efluente de una planta de tratamiento físico-químico.

Las pruebas de jarras permiten determinar la eficiencia de diversos coagulantes, así como el pH óptimo para coagulación, la necesidad de alcalinidad y la concentración de coagulantes. En este trabajo únicamente se obtuvo la concentración de coagulante y la eficiencia cuantitativa del proceso.

4.3 Análisis de resultados

En la tabla 4.1 se presentan los resultados obtenidos de las pruebas de coagulación-floculación. Los parámetros seleccionados fueron los siguientes:

La demanda química de oxígeno (DQO) como medida de contaminación por materia orgánica. En general se emplea la demanda -

bioquímica de oxígeno (DBO_5), sin embargo, en este caso existieron limitaciones en el equipo de laboratorio por lo que se usó la DQO.

La alcalinidad del agua. Este parámetro es importante ya que reacciona con el sulfato de aluminio para la formación del floculo de hidróxido, el cual requiere que el pH esté cerca del punto isoeléctrico.

Otros parámetros utilizados fueron el color y la turbiedad con objeto de medir eficiencias de remoción.

En las pruebas de coagulación-floculación se utilizó, además del sulfato de aluminio, una ayuda de coagulante (polieléctrolito), encontrándose las dosis óptimas para el sulfato de aluminio de 300 mg/l y para el polímero de 4 mg/l, con las cuales se obtuvieron una eficiencia de remoción del 87.5, 84.8 y 87.4% de DQO, color y turbiedad, respectivamente.

Para alcanzar las eficiencias anteriores en una planta de tratamiento con un gasto promedio de 4 lps., se requerirían las siguientes cantidades de reactivos químicos.

Para sulfato de aluminio.

Costo \$ 115/Kg

$$300 \text{ mg/l} \times 4 \text{ lts/seg} = 1200 \text{ mg/seg} = 103.68 \text{ Kg/día}$$

Para el polímero (L - 690 - R).

Costo \$ 1340/Kg

$$4 \text{ mg/l} \times 4 \text{ lts/seg} = 16 \text{ mg/seg} = 1.38 \text{ Kg/día}$$

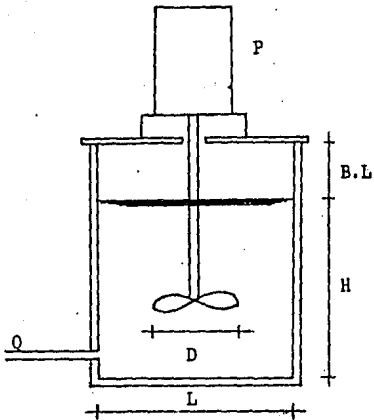
Considerando un mes de 26 días los costos mensuales por reactivos químicos serían:

Para $\text{Al}_2 (\text{SO}_4)_3$	2696 Kg/mes x \$ 115/Kg	\$ 310,040.00
Para polímero (L - 690 - R)	36 Kg/mes x \$ 1340/Kg	\$ 48,240.00
		<hr/>
		\$ 358,280.00/mes

4.4 Diseño del sistema de tratamiento por coagulación química

4.4.1 Proceso de mezcla rápida

El mezclado es la operación unitaria donde una o varias sustancias deben ser intermezcladas con otra. En nuestro caso se mezclaron los reactivos químicos (sulfato de aluminio y el polielectrolito) con el agua residual. El análisis y el cálculo se presenta a continuación.



Datos

$$Q = 5 \text{ lps}$$

$$T_{med} = 20^{\circ}\text{C}$$

$$\rho = 1.936 \text{ slug/pie}^3 \text{ (} 998.20 \text{ Kg/m}^3 \text{)}$$

$$\mu = 2.05 \times 10^{-5} \text{ lb-seg/pie}^2$$

$$tr = 2 \text{ min} = 120 \text{ seg}$$

$$k = 0.32 \text{ (en funci3n de la propela)}$$

$$n = 1750 \text{ rpm} = 29.17 \text{ rps}$$

Volumen necesario

$$V = Q \times tr = 0.005 \times 120 = 0.60 \text{ m}^3 \quad H = L/2$$

Para tanque cuadrado se tiene:

$$V = L^2 H = L^2 (L/2) = L^3/2 \quad \therefore L = \sqrt[3]{2V} = \sqrt[3]{2(0.6)} = 1.06 \text{ m}$$

$$\text{Se escoge } L = 1.00 \text{ m.} \quad H = 1.00/2 = 0.50 \text{ m.} + B.L.$$

$$D = 0.15 \text{ m (0.49 pie)} \quad (\text{propela de tres hojas})$$

Potencia necesaria

$$P = k_p n^3 D^5 = 0.32 (998.20) (29.17)^3 (0.15)^5 = 602.05 \text{ Watts}$$

$$P = 0.60205 \text{ Kw} = \frac{0.60205}{0.7457} = 0.807 \text{ HP}$$

Para una eficiencia del 80%

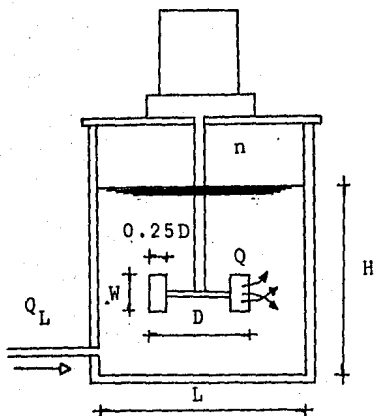
$$P = \frac{0.807}{0.80} = 1.008 \text{ HP}$$

Se escoge un motor de 1 HP, 1750 rpm.

Número de Reynolds

$$N_p = \frac{\rho n D^2}{\mu} = \frac{1.936 \times 29.17 (0.49)^2}{2.05 \times 10^{-5}} = 6.61 \times 10^5 > 10^4$$

Otra alternativa. Mezclador tipo turbina



Datos

Turbina: curva No. 1 fig 4.1

$$Q_L = 5 \text{ lps}$$

$$H = L/2, \quad D = L/3$$

$$\frac{Q}{Q_L} = 15 \text{ (tank turnover)}$$

$$tr = 2 \text{ min.}$$

Volumen necesario

$$V = Q \times tr = 0.005 \times 120 = 0.60 \text{ m}^3$$

$$L = \sqrt[3]{2V} = \sqrt[3]{2(0.6)} = 1.06 \text{ m}$$

Se escoge $L = 1.00 \text{ m}$ $H = 1.00/2 = 0.50 + B.L.$

$$D = 1.00/3 = 0.33 \approx 0.35 \text{ m (1.15 pie)}$$

Para curva 1 (fig 4.1)

$$\frac{W}{D} = \frac{1}{5}, \quad Q = 15 \quad Q_L = 15 (5) = 75 \text{ lps}$$

$$K_T' = 5 \frac{W}{D} = 5 \frac{1}{5} = 1.00 \quad W = \frac{0.35}{5} = 0.07 \text{ m.} \quad a = 0.25 D = 0.09 \text{ m}$$

$$Q = K_T' n D^3 \quad \therefore \quad n = \frac{Q}{K_T' D^3} = \frac{0.075}{1.00(0.35)^3} = 1.75 \text{ rps} = 105 \text{ rpm}$$

Número de Reynolds

$$N_r = \frac{\rho n D^2}{\mu} = \frac{1.936 \times 1.75 (1.15)^2}{2.05 \times 10^{-5}} = 2.19 \times 10^5 \text{ (flujo turbulento)}$$

Para Reynolds muy grande $K_T = 5.0$

Potencia necesaria

$$P = K_T \rho n^3 D^5 = 5.0 (1.94)(1.75)^3 (1.15)^5 = 104.56 \text{ lb-pie/seg}$$

$$P = \frac{104.56}{550} = 0.19 \text{ HP}$$

Para una eficiencia del 75%

$$P = \frac{0.19}{0.75} = 0.25 \text{ HP}$$

4.4.2 Proceso de floculación

Una vez dispersados los coagulantes hay que producir una lenta agitación en el agua para permitir el crecimiento del floculo. Este crecimiento es inducido por el contacto entre partículas de diámetro mayor de 1μ (micra) creado por el gradiente de velocidad de la masa líquida. El floculador será de tipo mecáni co de flujo horizontal.

Cálculo

Datos

Q	= 5 lps	(gasto)
tr	= 20 min (1200 seg)	(tiempo de retención) (laboratorio)
T	= 20 °C	(temperatura)
ρ	= 998.20 Kg/m ³	(densidad)
μ	= 1.002×10^{-3} N seg/m ²	(viscosidad dinámica)
C_D	= 1.8	(coeficiente de roce)

$$v_p = 0.60 \text{ m/seg} \quad (\text{velocidad periférica})$$

$$v = 0.75 v_p \quad (\text{velocidad relativa de paletas en el fluido})$$

a) *Volumen del floculador*

$$V = Q \times t_r = 0.005 \text{ m}^3/\text{seg} \times 1200 = 6 \text{ m}^3$$

b) *Dimensiones*

El floculador será de paletas de eje horizontal, por lo tanto, la forma del tanque será rectangular.

$$\text{Si } L/R = 1.60 \quad \text{y} \quad H = H \quad \text{se tiene:}$$

$$V = BLH = H(1.6B) \quad B = 16.B^3$$

$$B = \sqrt[3]{V/1.6} = \sqrt[3]{6/1.6} = 1.55 \text{ m} \quad H = 1.55 \text{ m}$$

$$L = 2.48 \text{ m.}$$

finalmente, se toma $B = H = 1.55 \text{ m}$ y $L = 2.50 \text{ m}$.

c) *Potencia técnica requerida*

La potencia será obtenida para un gradiente de velocidad (G) de 50 seg^{-1} , de acuerdo con el tiempo de retención escogido.

$$P = \mu G^2 V = 1.002 \times 10^{-3} \text{ N seg/m}^2 (50/\text{seg})^2 (6 \text{ m}^3)$$

$$P = 15.03 \text{ W} = 0.01503 \text{ Kw} = 0.020 \text{ HP}$$

La potencia real se podría estimar en un 30% más

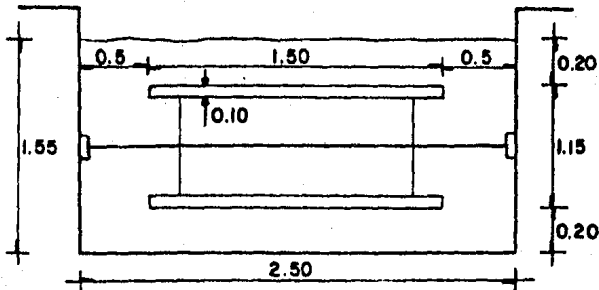
$$P = 0.020 (1.3) = 0.026 \text{ HP}$$

se utilizará como mínimo un motoreductor comercial de 1/15 HP

d) Area de paletas requeridas

$$A_p = \frac{2P}{C_D \rho v^3}$$

$$A_p = \frac{2(15.03 \text{ Kg/m}^2 \text{ seg}^2)}{1.8(998.2 \text{ Kg/m}^3)(0.75 \times 0.6 \text{ m/seg})^3} = 0.183 \text{ m}^2$$



Area por paleta

$$A_p/P = 0.183/2 = 0.092 \text{ m}^2$$

si $L = 1.50 \text{ m}$

$$h = \frac{0.092}{1.50} = 0.061 \text{ m}$$

se tomará $b = 10 \text{ cm}$

Area real de paletas

$$A_r = 1.5 (0.1)^2 = 0.30 \text{ m}^2$$

$$A_p/A_t = 0.30/(1.55)^2 = 0.125 < 20\% \quad \text{bien}$$

e] *Revoluciones*

Para una velocidad periférica de 0.60 m/seg de las paletas ex
tremas colocadas a 0.575 m. del centro, el número de revolucio
nes del eje deberá ser:

$$v = \pi n D = 2\pi r n \quad ;$$

$$n = \frac{v}{2\pi r}$$

$$n = \frac{0.60}{2(3.1416)(0.575)} = 0.166 \text{ rps} = 10 \text{ rpm.}$$

TABLA 4.1

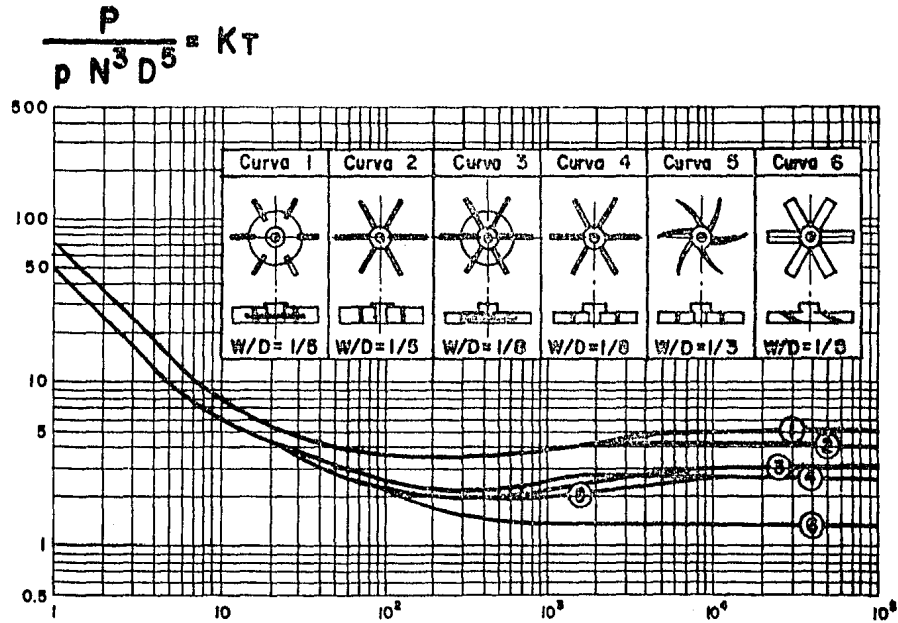
PRUEBAS DE COAGULACION - FLOCULACION

AGUA CRUDA			DOSIFICACION mg/lit			OBSERVACIONES VISUALES		AGUA SEDIMENTADA				
COLOR 500 _____ Pt - Co			MEZCLA RAPIDA			VOLUMEN DE JARRAS		FLOCULACION		SEDIMENTACION		
TURBIEDAD 350 _____ U.T.J.			TIEMPO 2 _____ min.			_____ 500 _____ ml.		TMPO. DE FLOC. 20 _____ min		TMPO DE SED. 60 _____ min		
p.H. 8.1 _____			VELOCIDAD 100 _____ R.P.M.					VELOCIDAD 30 _____ R.P.M.				
PAREDES	D Q O mg / lit	ALCALINIDAD TOTAL mg / lit	Al ₂ (SO ₄) ₃ mg / lit	Ca (OH) ₂ mg / lit	POLIMERO mg / lit	TIEMPO DE FORMACION DE FLOC. min	INDICE WILCOB	p.H.	COLOR Pt - Co	TURBIEDAD RESIDUAL U.T.J.	ALCALINI- DAD RESIDUAL mg / lit	D Q O mg / lit
1	530	456	100	-	Cat ₁ -Floc	-	0	-	-	-	-	-
2	"	"	200	-	Cat ₂ -Floc	20	2	-	-	-	-	-
3	"	"	300	-	Cat ₃ -Floc	20	2	-	-	-	-	-
4	"	"	600	-	Cat ₄ -Floc	5	4	-	-	-	-	-
5	"	"	300	-	L-890-R	5	10	6.9	72	44	226	66
6	"	"	200	-	4	5	10	7.5	76	54	338	81
7	"	"	150	-	4	5	8	7.6	96	67	336	102

ORDEN DE APLICACION DE LOS PRODUCTOS
 QUIMICOS. Coagulante base-Polielecrolito
 TEMPERATURA DEL AGUA . 19°C

INDICE DE WILCOB.
 0-FLOCULO COLOIDAL. NINGUN SIGNO DE AGLUTINACION
 2-VISIBLE FLOCULO MUY PEQUEÑO CASI IMPERCEPTIBLE PARA UN OBSERVADOR NO ENTRENADO
 4-DISPERSO FLOCULO BIEN FORMADO PERO UNIFORMEMENTE DISTRIBUIDO
 6-CLARO FLOCULO DE TAMAÑO RELATIVAMENTE GRANDE (↓ LENTA)
 8-BUENO FLOCULO QUE SE DEPOSITA FACIL NO COMPLETAMENTE
 10-EXCELENTE FLOCULO QUE SE DEPOSITA TODO DEJANDO EL AGUA CRISTALINA

FIGURA 4.1



$$\frac{\rho N D^2}{\mu} = N_R$$

5. DISCOS BIOLÓGICOS ROTATORIOS

5.1 Introducción

Uno de los métodos más nuevos en el tratamiento biológico de las aguas residuales es el proceso de discos biológicos rotatorios. Se han realizado diversas investigaciones para observar la relación entre las cargas orgánicas e hidráulicas y su influencia en la remoción de la materia orgánica en el sistema de discos. Otro de los objetivos ha sido desarrollar las ecuaciones de diseño, así como las características de operación para compararlas con las de otros procesos de tratamiento biológico. El proceso de discos biológicos rotatorios se ha utilizado con bastante éxito en el tratamiento de diversos tipos de aguas residuales domésticas e industriales.

5.2 Desarrollo del proceso

Los discos biológicos rotatorios como un sistema de tratamiento biológico para las aguas residuales, se remonta al año 1900, en Alemania, donde Weigand empezó a experimentar con cilindros de madera. En los años veintes, en Alemania y Estados Unidos se experimentaba con discos de madera giratorios, pero los resultados obtenidos no eran alentadores.

En la década de los cincuenta, investigadores de la Universidad de Stuttgart, República Federal de Alemania, en un esfuerzo por mejorar el tratamiento secundario, experimentaron con discos planos de plástico de 1.0 m de diámetro, obteniendo resultados satisfactorios.

En 1959, en Tuttlingen, Alemania del Oeste, J. Conrad Stengelín empezó a manufacturar discos de poliestireno, de dos y tres metros de diámetro; la primera planta de tratamiento se instaló en 1960. Sin embargo, el proceso de discos biológicos no era competitivo con el proceso de lodos activados, ya que los costos de inversión requeridos para el proceso eran elevados. No obstante, se instalaron muchas plantas pequeñas, diseñadas para poblaciones con menos de 1,000 habitantes.

En Estados Unidos, en los años de 1960 - 1965, la Compañía Allis Chalmers experimentó con discos biológicos utilizando

los desechos líquidos de una industria química. En 1970, és ta compañía vendió su tecnología a la Autotrol Corporation, la cual en 1972, anunció el desarrollo de un disco más compacto y con mayor área superficial. El nuevo disco se construyó con láminas corrugadas de polietileno sobrepuestas a láminas planas, con diámetro de 3.5 metros, proporcionando una área superficial de 100,000 pies². La Autotrol logró que los costos del proceso fueran más competitivos con los costos del proceso de lodos activados.

5.3 Formulación matemática

El sistema de discos biológicos rotatorios, es relativamente un concepto nuevo en el tratamiento biológico de aguas residuales y muy pocos modelos han sido propuestos para describir el proceso. Kornegay (1975) ha sido, hasta la fecha, el que ha presentado el desarrollo más práctico y completo, y es el que se presenta a continuación.

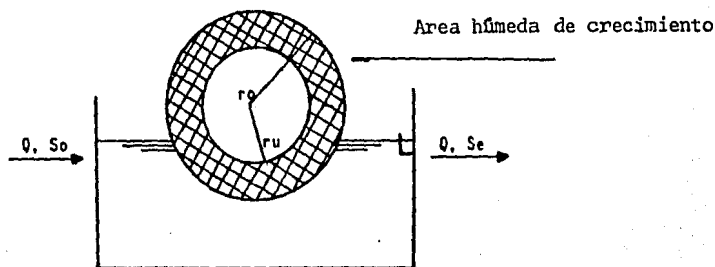


Fig 5.1 Disco biológico rotatorio (según Kornegay, 1975)

Para el sistema que se presenta en la fig 5.1, una expresión de balance de materia para el sustrato que entra y sale del reactor es:

$$\left[\begin{array}{l} \text{tasa neta de cambio} \\ \text{en cantidad del sus-} \\ \text{trato dentro del} \\ \text{reactor} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{tasa a la cual el} \\ \text{sustrato entra al} \\ \text{reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{tasa a la cual} \\ \text{el sustrato de-} \\ \text{saparece del} \\ \text{reactor} \end{array} \right] \quad (5.1)$$

El sustrato desaparece del reactor como resultado de la asimilación de ambos crecimientos: el adherido y el suspendido, y la cantidad de sustrato que escapa a la utilización biológica es removido en el efluente de la corriente. Por lo tanto, suponiendo un reactor completamente mezclado, la ecuación 5.1 se representa matemáticamente en la forma siguiente:

$$\left(\frac{dS}{dt} \right) V = QS_o - \left[\left(\frac{dS}{dt} \right)_{uA} V_A + \left(\frac{dS}{dt} \right)_{uS} V_S + QS_e \right] \quad (5.2)$$

donde:

$$\left(\frac{dS}{dt} \right)_{uA} = \text{tasa de utilización del sustrato por unidad de volumen de crecimiento adherido, masa volumen}^{-1} \text{ tiempo}^{-1}$$

$$\left(\frac{dS}{dt} \right)_{uS} = \text{tasa de utilización del sustrato por unidad de volumen de crecimiento suspendido, masa volumen}^{-1} \text{ tiempo}^{-1}$$

- V_A = volumen del crecimiento biológico activo adherido, volumen
 V_S = volumen del líquido en el reactor, volumen
 S_o = concentración del sustrato afluente, masa volumen⁻¹
 S_e = concentración del sustrato efluente, masa volumen⁻¹

Si la energía de mantenimiento celular es despreciable

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_g = Y_T \left(\frac{dS}{dt}\right)_u \quad (5.3)$$

o

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{Ag} = Y_A \left(\frac{dS}{dt}\right)_{uA} \quad (5.4)$$

y

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{Sg} = Y_S \left(\frac{dS}{dt}\right)_{uS} \quad (5.5)$$

donde,

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{Ag} = \text{tasa absoluta de crecimiento de biomasa adherida, masa volumen}^{-1} \text{ tiempo}^{-1}$$

$$Y_A = \text{coeficiente teórico de producción para crecimiento adherido.}$$

$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{S_g}$ = tasa absoluta de crecimiento de biomasa suspendida,
masa volumen⁻¹ tiempo⁻¹

Y_S = coeficiente teórico de producción para crecimiento
suspendido.

Las ecuaciones 5.4 y 5.5 se pueden reordenar en las siguientes formas:

$$\frac{\left(\frac{dX}{dt}\right) \cdot A_g}{Y_A} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_{uA} \quad (5.6)$$

y

$$\frac{\left(\frac{dX}{dt}\right) S_g}{Y_S} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_{uS} \quad (5.7)$$

Multiplícando el lado izquierdo de las ecuaciones 5.6 y 5.7 por X_f/X_f y X_s/X_s , respectivamente, se tiene:

$$\frac{\left(\frac{dX}{dt}\right) A_g}{Y_A} \cdot X_f = \frac{\mu_A X_f}{Y_A} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_{uA} \quad (5.8)$$

$$\frac{\left(\frac{dX}{dt}\right) S_g}{Y_S} \cdot X_s = \frac{\mu_S X_s}{Y_S} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_{uS} \quad (5.9)$$

donde,

X_f = biomasa activa por unidad de volumen de crecimiento adherido

X_s = biomasa activa por unidad de volumen de crecimiento suspendido

μ_A = tasa específica de crecimiento de biomasa adherida, tiempo⁻¹

μ_s = tasa específica de crecimiento de biomasa suspendida, tiempo⁻¹

Sustituyendo de las ecuaciones 5.8 y 5.9, $(ds/dt) \mu_A$ y $(ds/dt)/u_s$ en la ecuación 5.2, se tiene:

$$\left(\frac{ds}{dt}\right) V = QS_o - QS_e - \frac{\mu_A X_f}{Y_A} V_A - \frac{\mu_s X_s}{Y_S} V_s \quad (5.10)$$

Assumiendo que d , represente el espesor activo de película microbiana sobre cualquier disco rotatorio y A represente el área total húmeda, se tiene:

$$A = 2 N\pi (r_o^2 - r_u^2) \quad (5.11)$$

donde

- N = número de discos
 r_o = radio total del disco (ver fig 5.1)
 r_u = radio insumergido del disco

Por lo tanto, para condiciones de equilibrio, la ecuación 5.10 se puede escribir de la siguiente manera:

(5.12)

$$0 = QS_o - QS_e - \frac{\mu A}{Y_A} X_f \quad d 2\pi N (r_o^2 - r_u^2) - \frac{\mu_s}{Y_s} X_s V$$

donde,

V = volumen del líquido en el reactor

Si se supone que el crecimiento bacteriano sigue la relación de Monod, dada por la siguiente ecuación:

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (5.13)$$

De la ecuación 5.13 sustituyendo μ , en la ecuación 5.12 se --
tiene:

(5.14)

$$0 = QS_o - QS_e - \frac{(\mu_{\max}) A}{Y_A} X_f \quad d 2\pi N (r_o^2 - r_u^2) \frac{S_e}{K_s + S_e} - \frac{(\mu_{\max}) S_e}{Y_s} X_s V \frac{S_e}{K_s + S_e}$$

Sin embargo, la mayor parte de los sistemas biológicos rotatorios de contacto operan con tiempos de retención cortos. Por esta razón, la cantidad de biomasa que contribuye por crecimiento suspendido, es muy pequeña, comparada con la cantidad contribuyente por el crecimiento adherido. Así pues, cualquier contribución para utilización de sustrato por el crecimiento suspendido se puede despreciar, y la ecuación 5.14 se reduce a la siguiente expresión:

$$Q (S_o - S_e) = 2 \frac{(\mu_{m\acute{a}x})_A}{Y_A} N \pi d X_f (r_o^2 - r_u^2) \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (5.15)$$

Si el sistema se compone de una serie de reactores, cada uno con una serie de discos sobre una flecha común, la utilización total de sustrato es la suma de la utilización en cada unidad (reactor), es decir:

$$U_T = U_1 + U_2 + U_3 + \dots + U_{n-1} + U_n \quad (5.16)$$

Sobre la base de un tiempo finito, la utilización total de sustrato estará dada por la siguiente expresión:

$$U_T = Q (S_o - S_{en}) \quad (5.17)$$

donde,

S_{en} = concentración de sustrato en el efluente del n -ésimo reactor, masa volumen⁻¹

Para operación en serie, en donde cada unidad es idéntica, la ecuación 5.15 se transforma en:

$$Q(S_o - S_{en}) = \frac{2(\mu_{m\acute{a}x})_A}{Y_A} N \mu X_F d (r_o^2 - r_u^2) \sum_{i=1}^n \frac{S_i}{K_s + S_i} \quad (5.18)$$

donde,

S_i = concentración de sustrato en el efluente de una unidad particular, masa volumen⁻¹

Si el término P se introduce, y define como:

$$P = \frac{(\mu_{m\acute{a}x})_A X_F d}{Y_A} \quad (5.19)$$

entonces, la ecuación 5.15 (la cual es aplicable a un sistema de una etapa) se puede expresar en la forma siguiente:

$$Q(S_o - S_e) = 2 P N \mu (r_o^2 - r_u^2) \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (5.20)$$

Mientras que la ecuación 5.18 (la cual es aplicable a un sistema de etapas multiples) se transforma en:

$$Q (S_o - S_e) + 2 P N \pi (r_o^2 - r_u^2) \sum_{i=1}^n \frac{S_i}{K_s + S_i} \quad (5.21)$$

En esta ecuación, N representa el número de discos en una etapa.

Para poder emplear la ecuación 5.20 ó la 5.21 en el diseño de sistemas, se deben determinar los parámetros cinéticos K_s y P. Estos parámetros se pueden evaluar sobre la base de datos de laboratorio o de planta a escala piloto.

Cuando el sistema se va a operar a bajos tiempos de retención, únicamente la asimiliación de sustrato por el crecimiento adherido es significativa. Para este caso, la ecuación 5.20 se puede reordenar en la siguiente forma:

$$\frac{2 N \pi (r_o^2 - r_u^2)}{Q (S_o - S_e)} = \frac{1}{P} + \frac{K_s}{P S_e} \quad (5.22)$$

5.4 Planta piloto de discos biológicos

Para poder estudiar la biodegradabilidad de las aguas residuales de las plantas FUPRESA, TRANSEJE y VELCON, en este sistema se construyó una planta piloto como la que se describe en la fig 5.2.

Los discos del sistema están contruidos con mallas Redlon, las cuales son fabricadas con termoplásticos parafínicos, mejor conocidos como polietileno de alta, media y baja densidad, utilizándose la denominada malla ingeniería civil 111, y tienen un diámetro de 60 cm. Se encuentran ordenados en 3 grupos de 47 discos cada uno y separados por mamparas.

Los discos están montados sobre una flecha de tubo galvanizado, la cual está soportada en los dos extremos y en las dos terceras partes del tanque por cuatro rodamientos que permiten el giro del tren de discos y la flecha con el mínimo esfuerzo. El tren es impulsado por un motorreductor de 1/20 de HP con salida de 20 rpm., el cual por medio de una relación de poleas se obtiene en los discos una velocidad de giro de 10 rpm. El agua residual se alimentó en forma continua por gravedad de un tanque adosado al biodisco.

Los parámetros utilizados para describir el comportamiento del sistema CBR (Contactor Biological Rotating) son: pH, conductividad, DBO₅, DQO, grasas y aceites, sólidos suspendidos totales y gastos.

5.4.1 Resultados obtenidos (biodiscos)

Los resultados de laboratorio de la planta piloto a base de discos biológicos se presenta en la tabla 5.1 y corresponden del 9 al 18 de diciembre de 1985. El período tan corto de -

muestreo representa un inconveniente para hacer una evaluación más real en el comportamiento de la tratabilidad biológica por este sistema, sin embargo, de dichos resultados se pueden deducir algunas cosas interesantes.

La remoción de DBO_5 fue del 37 al 80%, presentándose la eficiencia más alta el primer día de muestreo (9/12/85), lo cual se debe a que para esta muestra la película biológica formada en el disco presentó mayor tiempo de aclimatación (2 semanas) y la carga hidráulica fue menor a las posteriores, por lo que se puede predecir que es posible aumentar las eficiencias de remoción para cargas mayores con mayor tiempo de aclimatación de los microorganismos.

La remoción de DQO, fue del 34 al 47%. Se puede apreciar que la remoción de DBO_5 es más eficiente que la DQO y esto se debe a que los microorganismos utilizan primero las sustancias más fácilmente biodegradables. Los resultados anteriores no son satisfactorios, sin embargo, al igual que la DBO_5 se pueden esperar remociones mayores con tiempos mayores de aclimatación.

Donde se presentaron las mayores eficiencias de remoción fueron en los sólidos suspendidos totales (SST), siendo éstos del 60 al 89%, lo cual quiere decir que la transformación del material orgánico soluble en material celular es muy eficiente. Para el color y las grasas y aceites, los valores máximos de remoción fueron del 71 y 52%, respectivamente.

El valor del pH en todas las muestras presentó un ligero aumento de décimas, lo cual puede ser explicado por el pequeño incremento de la alcalinidad ocasionada por la desnitrificación llevada a cabo en el proceso.

5.4.2 Parámetros de diseño

Los parámetros de diseño del modelo experimental de discos biológicos se determinarán según fórmula (5.22), aplicando el modelo matemático explicado en el inciso 5.3.

$$\frac{2 N \pi (r_o^2 - r_u^2)}{Q (S_o - S_e)} = \frac{1}{P} + \frac{K_s}{P S_e} \quad (5.22)$$

donde:

- P = tasa de crecimiento específico, $\text{mg}/\text{m}^2\text{-día}$
 K_s = concentración de saturación, mg/l

Siendo P y K_s los parámetros de diseño, o constantes cinéticas del proceso.

Datos

- N = 141 discos
 r_o = 0.30 m, radio total del disco
 r_u = 0.08 m, radio insumergido del disco

- Q = variable, gasto
 S_o = concentración de DBO_5 soluble en el afluente de la primera etapa, mg/l
 S_e = concentración de DBO_5 soluble en el efluente de la última etapa, mg/l

Procedimiento

Por principio, se procede con el desarrollo de la gráfica de $1/S_e$ contra $2 N \sqrt{(r_o^2 - r_u^2)}/Q (S_o - S_e)$, la tabla 5.2 contiene los datos para construir la fig 5.3. En esta tabla se encuentran además, los datos de las concentraciones de S_e y S_o .

Debido a que los puntos ordenados (X, Y) , generados de la tabla, presentaron alto grado de dispersión, fue necesario ajustarlos aplicando mínimos cuadrados.

Determinación de los coeficientes, a y b , de la recta ajustada (mínimos cuadrados)

Formulación

$$Y = a + b X \quad \text{recta de mejor ajuste}$$

$$a = \frac{1}{n} (\Sigma Y - b \Sigma X)$$

$$b = \Sigma x y / \Sigma x^2$$

donde

- n = número de puntos
 a = ordenada al origen
 b = pendiente de la recta

Utilizando los datos de las tablas 5.2 y 5.3

$$b = \frac{-23.007 \times 10^{-8}}{0.612 \times 10^{-5}} = -37.59 \times 10^{-3}$$

$$a = \frac{1}{4} \left[87.66 \times 10^{-5} - (-37.59 \times 10^{-3}) \cdot 3.6 \times 10^{-2} \right]$$

$$a = 55.57 \times 10^{-5}$$

Sustituyendo en la ecuación de la recta se tiene:

$$\bar{Y} = 55.75 \times 10^{-5} + (-37.5 \times 10^{-3}) X$$

Empleando esta ecuación se obtiene los puntos (X, \bar{Y}) , tabla 5.4 y se construye la recta de ajuste fig 5.3.

Por último, de la fig 5.3

$$a = \frac{1}{P} \qquad \frac{1}{P} = 54 \times 10^{-5}$$

$$P = 1852 \text{ mg/m}^2 - \text{día}$$

$$b = K_s/P ; \quad K_s/P = - 36.36 \times 10^{-3}$$

$$K_s = 36.36 \times 10^{-3} \times 1852$$

$$K_s = 67.34 \text{ mg/l}$$

Sustituyendo los valores P y K_s en la ec 5.22 se obtiene la ecuación de diseño:

$$\frac{2N \left[(r_o^2 - r_u^2) \right]}{Q (S_o - S_e)} = 54 \times 10^{-5} + \frac{(54 \times 10^{-5}) (67.34)}{S_e}$$

5.4.3 Diseño del sistema de tratamiento por discos biológicos.

a) Utilizando el modelo matemático de Kornegay

Datos

Q	=	5 lps = 432000 lpd
DBO ₅	=	213 mg/l (Afluente S _o)
P	=	1852 mg/m ² - día
K _s	=	67.34 mg/l
DBO ₅	=	15 mg/l (Efluente S _e)

Area requerida

$$Q (S_o - S_e) = 2 P N \pi (r_o^2 - r_u^2) \frac{S_e}{K_s + S_e}$$

Pero , $A = 2 N \pi (r_o^2 - r_u^2)$

$$Q (S_o - S_e) = P A \frac{S_e}{K_s + S_e}$$

Despejando A

$$A = \frac{Q (S_o - S_e)}{P \frac{S_e}{K_s + S_e}} = \frac{432000 (213 - 15)}{(1852) \frac{15}{67.34 + 15}}$$

$$A = 253,529 \text{ m}^2$$

El valor anterior es muy alto, ya que la tasa de crecimiento específico (P) obtenida del modelo matemático es muy baja y esto se debe al período tan corto que duró el experimento, por lo que el diseño de la planta se hará en base al modelo de tratabilidad.

b) Utilizando la información directa del modelo [planta piloto]

En el modelo se tiene:

$$A = 2 N \pi (r_o^2 - r_u^2) = 2 (141) \pi (0.3^2 - 0.08^2) = 74.06 \text{ m}^2$$

Para la planta el área total húmeda será:

$$A_p = \frac{300 \text{ lpm} \times 74.06 \text{ m}^2}{2.62 \text{ lpm}} = 8480 \text{ m}^2$$

Considerando para la planta $r_u = 0.25 \text{ m}$ y $r_o = 1.00 \text{ m}$ se tiene un área por disco de:

$$A_D = 2N \pi (r_o^2 - r_u^2) = 2(1) \pi (1.0^2 - 0.25^2) = 5.89 \text{ m}^2$$

Número de discos

$$N_D = 8480/5.89 = 1439.7 = 1440 \text{ discos}$$

Carga hidráulica en el modelo

$$\frac{3.77 \text{ m}^3/\text{día}}{74.06 \text{ m}^2} = 0.051 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ día} = 1.25 \text{ gpd/pie}^2$$

Carga hidráulica en la planta

$$\frac{432 \text{ m}^3/\text{día}}{8480 \text{ m}^2} = 0.051 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ día} = 1.25 \text{ gpd/pie}^2$$

La anterior es una carga hidráulica bastante aceptable, de acuerdo a las cargas hidráulicas que se manejan comercialmente que varían de 0.75 a 4.50 gpd/pie² .

FIG. 5.2 DIMENSIONES DE LA PLANTA PILOTO PARA AGUA RESIDUAL POR DISCOS BIOLÓGICOS

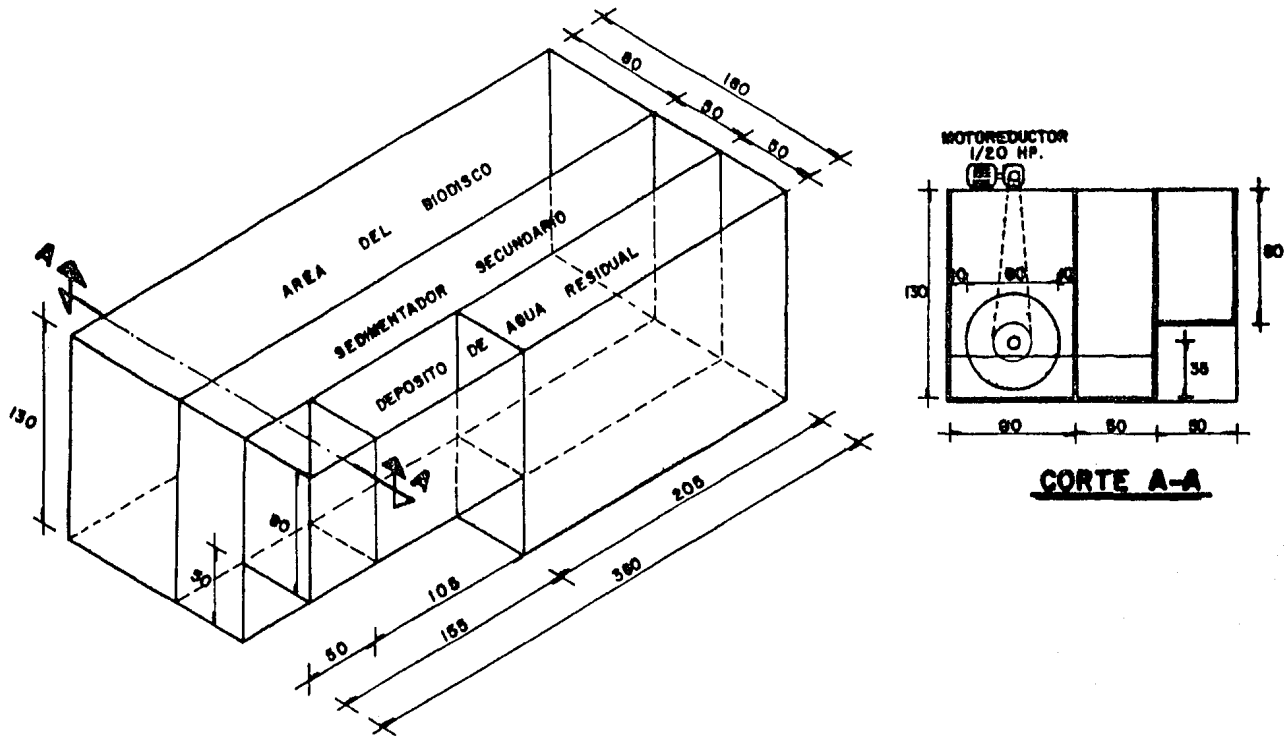


TABLA 5.1

RESULTADOS DE LABORATORIO DE LA PLANTA PILOTO A BASE DE DISCOS BIOLÓGICOS

FECHA	ESTACION DE MUESTREO	GASTO lpm	pH	DBO ₅ mg/l	ODD mg/l	G y A mg/l	CONDUCTIVIDAD umhos/cm.	COLOR Pt-Co	SST mg/l	SOLIDOS SED. mg/l
9/12/85	INFLUENTE	0.9	8.7	536	1037			833	140	0.5
"	EFLUENTE	0.9	9.0	108	681			300	150	0.5
12/12/85	INFLUENTE	2.0	4.6	202	700	67	691	1000	140	0.5
"	EFLUENTE	2.0	7.3	127	450	32	594	1500	16	0.5
13/12/85	INFLUENTE	2.0	7.9	245	550		1215	1200	87	0.5
"	EFLUENTE	2.0	8.3	127	290		1160	350	14	0.5
18/12/85	INFLUENTE	3.24	7.8	179	520	60	1108	650	60	0.5
"	EFLUENTE	3.24	8.2	92	305	30	1100	300	24	0.5

TABLA 5.2

DISCOS BIOLÓGICOS DETERMINACION DE LOS PARAMETROS P Y K_s

Q lts/día	S ₀ DBO ₅ mg/l	S _e DBO ₅ mg/l	$x = \frac{1}{S_e}$ l/mg	$Y = \frac{2N\pi(r_o^2 - r_u^2)}{Q(S_0 - S_e)}$ m ² día/mg
1296	536	108	0.93×10^{-2}	13.35×10^{-5}
2880	202	127	0.79×10^{-2}	34.28×10^{-5}
2880	245	127	0.79×10^{-2}	21.79×10^{-5}
4666	179	92	1.09×10^{-2}	18.24×10^{-5}

TABLA 5.3

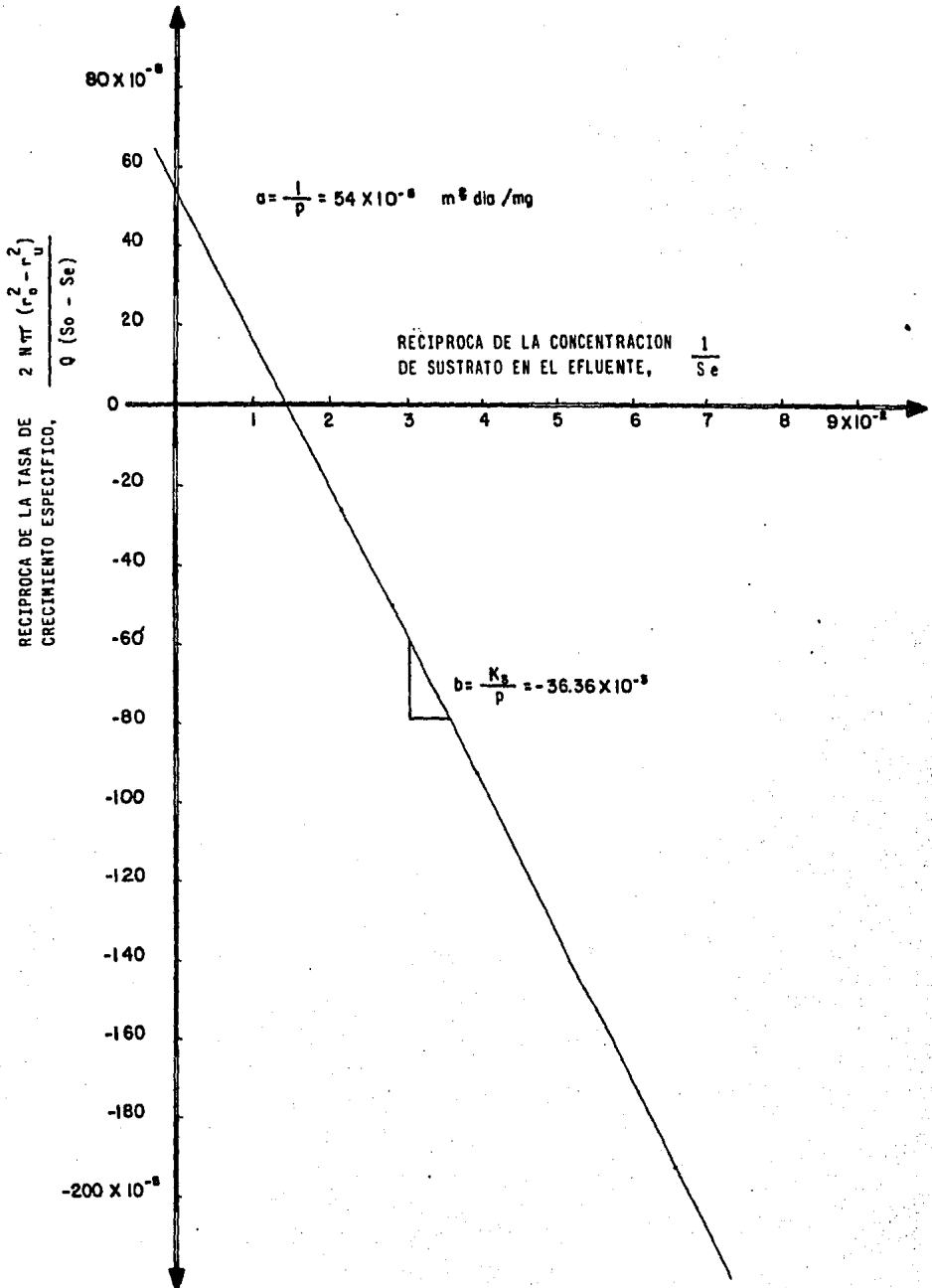
DISCOS BIOLÓGICOS DETERMINACION DE LOS PARAMETROS P Y K_s

X	$X - \bar{X} = x$	x^2	Y	$Y - \bar{Y} = y$	x_y
0.93×10^{-2}	0.03×10^{-2}	0.009×10^{-5}	13.35×10^{-5}	-8.57×10^{-5}	-2.57×10^{-8}
0.79×10^{-2}	-0.11×10^{-2}	0.121×10^{-5}	34.28×10^{-5}	12.36×10^{-5}	-13.59×10^{-8}
0.79×10^{-2}	-0.11×10^{-2}	0.121×10^{-5}	21.79×10^{-5}	-0.13×10^{-5}	$+0.143 \times 10^{-8}$
1.09×10^{-2}	0.19×10^{-2}	0.361×10^{-5}	18.24×10^{-5}	-3.68×10^{-5}	-6.99×10^{-8}
3.6×10^{-2}		0.612×10^{-5}	87.66×10^{-5}		-23.007×10^{-8}

TABLA 5.4

DISCOS BIOLÓGICOS, DETERMINACION DE LOS PARÁMETROS P Y K_s

Se mg/l	X = 1/Se	- Y
15	6.67×10^{-2}	$- 194.45 \times 10^{-5}$
25	4.0×10^{-2}	$- 94.33 \times 10^{-5}$
35	2.86×10^{-2}	$- 51.58 \times 10^{-5}$
45	2.22×10^{-2}	$- 27.58 \times 10^{-5}$



6. EVALUACION ECONOMICA

En la tabla 6.4 se presentan los costos por metro cúbico de agua tratada para los tres sistemas de tratamiento considerados en el presente estudio. Para obtener los costos por metro cúbico de agua tratada es necesario tener en cuenta: costo inicial, costo de operación y el costo de amortización; este último concepto es difícil de estimar, para nuestro caso se utilizó un período de vida de 15 años a un interés del 55% anual.

En las tablas 6.1, 6.2 y 6.3, se presentan los costos de los sistemas de tratamiento considerados. No se tomaron en cuenta los costos comunes para cada tratamiento como son la sedimentación secundaria y filtración, principalmente.

Para el consumo de energía eléctrica se consideró para coagu

lación química: 2.5 H.P., para lodos activados: 10 H.P, y para discos , biológicos: 6 H.P. y un costo de \$ 11.50/Kwh. Para el costo de conservación se consideró un 2.5% de la inversión de la obra civil.

PRESUPUESTO DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO POR COAGULACION QUIMICA

CONCEPTO	CANTIDAD	UNIDAD	P.U. (S)	IMPORTE (S)
1.- Limpieza y trazo de terreno.	14.45	m ²	64.00	925.00
2.- Excavación.	15.90	m ³	1,904.00	30,274.00
3.- Plantilla de concreto simple $f'_c = 100 \text{ Kg/cm}^2$.	0.61	m ³	29,482.00	17,984.00
4.- Fabricación y colado de concreto simple de $f'_c = 200 \text{ Kg/cm}^2$.	4.36	m ³	35,536.00	154,937.00
5.- Cimbra de madera.	43.60	m ²	7,052.00	307,467.00
6.- Suministro y colocación de fierro de refuerzo $f_s = 2000 \text{ Kg/cm}^2$.	914	Kg	320.00	132,480.00
7.- Aplanado con mortero cemento-arena 1:3 de 1.5 cm. de espesor	21.80	m ²	1,280.00	27,904.00
			SUBTOTAL	671,971.00
8.- Flocculador (mezcla lenta).	1	pza		5'673,645.00
9.- Mezclador (mezcla rápida).	1	pza		1'006,395.00
10.- Bombas de dosificación.	2	jgos	2'568,150.00	5'136,300.00
			TOTAL	12'488,311.00

PRESUPUESTO DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO POR LODOS ACTIVADOS

CONCEPTO	CANTIDAD	UNIDAD	P.U. (\$)	IMPORTE (\$)
1.- Limpieza y trazo de terreno.	104	m ²	64.00	6,656.00
2.- Excavación	196.87	m ³	1,904.00	374,841.00
3.- Plantilla de concreto simple $f'_c = 100 \text{ Kg/cm}^2$.	7.03	m ³	29,482.00	207,258.00
4.- Fabricación y colado de concreto simple de $f'_c = 200 \text{ Kg/cm}^2$.	45.51	m ³	35,536.00	1'617,243.00
5.- Cimbra de madera.	277.20	m ²	7,052.00	1'954,814.00
6.- Suministro y colocación de fierro de refuerzo $f_s = 2000 \text{ Kg/cm}^2$.	4323.45	Kg	320,000.00	1'383,504.00
7.- Aplanado con mortero cemento-arena 1:3 de 1.5 cm. de espesor.	138.60	m ²	1,280.00	177,408.00
SUBTOTAL				5'721,724.00
8.- Bomba tipo airlifit	1	pza		250,000.00
9.- Sopladores tipo 125 GL con motor 10 H.P.	2	pzas	3'910,300.00	7'820,600.00
10.- Sistema de difusión de aire.	1	lote	2'500,000.00	2'500,000.00
11.- Instalación eléctrica (tablero, interruptores)				1'850,000.00
TOTAL				16'042,324.00

TABLA 6.3

PRESUPUESTO DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO POR DISCOS BIOLÓGICOS ROTATORIOS

C O N C E P T O	CANTIDAD	UNIDAD	P.U. (\$)	IMPORTE (\$)
1.- Limpieza y trazo de terreno.	121	m ²	46.00	7,744.00
2.- Plantilla de concreto simple $f'_c = 100 \text{ Kg/cm}^2$.	5.51	m ³	29,482.00	162,446.00
3.- Fabricación y colado de concreto simple de $f'_c = 200 \text{ Kg/cm}^2$.	13.10	m ³	35,536.00	465,522.00
4.- Suministro y colocación de acero de refuerzo $f_s = 2000 \text{ Kg/cm}^2$.	1200	Kg	320.00	384,000.00
5.- Cimbra de madera.	40	m ²	7,052.00	282,080.00
6.- Muro de tabique rojo de 0.14 m. de espesor	70	m ²	8,506.00	595,420.00
7.- Apianado con mortero calhidra-arena 1-3 de 1.5 cm. de espesor.	140	m ²	1,280.00	179,200.00
			SUBTOTAL	2'076,412.00
8.- Biodisco (malla de sustentación)				9'823,226.00
9.- Instalación, montaje y pruebas.				1'500,000.00
10.- Motores de 3 H.P. con salida a 20 rpm.	2	pzas	1'975,000.00	3'950,000.00
11.- Sistema de transmisión.	1	lote		835,000.00
			TOTAL	18'184,638.00

TABLA Nº 6.4

COSTO DE AGUA PRODUCIDA A UNA TASA DE INTERES AL 55% Y A 15 AÑOS DE AMORTIZACION

SISTEMA DE TRATAMIENTO	COSTO TOTAL (\$)	I N V E R S I O N		O P E R A C I O N			TOTAL EROGACION \$/año	COSTO \$/m ³
		Construcción total \$/año	Conservación \$/año	Personal	Energía Eléctrica \$/año	Sustancias Químicas		
COAGULACION - QUINICA	12'488,311	6'878,163	16,799	1'748,500	187,805	4'299,360	13'130,627	83.27
LODOS ACTIVADOS	16'042,324	8'835,599	143,043	1'105,000	751,218	-	10'834,860	68.71
BIODISCOS	18'184,638	10'015,517	51,910	321,750	450,731	-	10'839,908	68.74

PRODUCCION = 5 lps = 157,680 m³/año

$$\text{COEFICIENTE} = r + \frac{r}{(1+r)^n} = 0.55 + \frac{0.55}{(1+0.55)^{15}} = 0.550768046$$

7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Al realizar un análisis económico comparativo de los tres métodos que se estudiaron para resolver el problema del tratamiento de las aguas residuales de las plantas FUPRESA, TRANSEJE Y VEL-CON, en cuanto a costos de inversión, construcción, conservación y operación; se puede concluir que:

El tratamiento por coagulación química representa altos costos debido a las sustancias químicas utilizadas. El personal encargado en la operación de la planta requiere de mayor capacitación que en los otros dos métodos de tratamiento, lo que implica un mayor costo de operación; a pesar de que la construcción de la planta es relativamente económica.

Por otro lado, los lodos activados han sido muy usados ya que no intervienen en el proceso sustancias químicas y esto repre-

senta bajar los costos de operación. Sin embargo, se sigue necesitando personal capacitado para la operación de planta, - además de un incremento en el consumo de energía, por el equipo eléctrico que requiere.

En cambio, los biodiscos, los cuales son un método relativa--mente novedoso; tienen un alto costo de inversión inicial debido al elevado costo de la malla de sustentación que se emplea para construirlos; representa casi el 50% del costo total de la planta. No obstante, el costo de operación disminuye notablemente, ya que no se necesita personal capacitado para la operación de la misma.

La mayoría de las plantas de tratamiento que emplean este metódo en México, han sido de patentes extranjeras. En este - trabajo se está empleando materiales y tecnología mexicana - para su construcción; lo cual hace que el costo por metro cúbico de agua tratada sea económico en comparación con el costo que se ha obtenido en plantas importadas.

Por lo tanto, para el sistema de tratamiento de aguas residuales, se podría recomendar el de lodos activados o biodiscos, prefiriéndose éste último por las ventajas que se han mencionado anteriormente.

Al efectuar un estudio para el tratamiento de aguas es recomendable contar con una planta piloto, ya que los resultados arrojados por ésta están más de acuerdo a las condiciones reales lo cual no sucede con los modelos físicos y matemáticos, sin embargo, estos representan mucha ayuda para el diseñador así como su experiencia en éste campo.

REFERENCIAS

1. APHA - AWWA - WPCF, Standard Methods for the examination of water and wastewater, 13a. Edition, 1971.
2. Benefield L. D. and Randall C.W. Biological Process Design for Wastewater Treatment, Prentice-Hall, New Jersey, 1980.
3. Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente(CEPIS), Teoría, Diseño y Control de los procesos de clarificación del agua, Serie técnica 13, Organización Panamericana de la Salud. Lima, Perú, 1975.
4. Eckenfelder, W.W. and Ford D.L. Water Pollution Control, Pemberton Press, New York, 1970.
5. Goodman, B.L. Design Handbook of Wastewater System; Domestic, Industrial and Comercial, Technomic, Wesport, Conn., 1971.
6. Hardenbergh, W.A. y Rodie, E.B. Ingeniería Sanitaria, Compañía Editorial Continental, S.A., México, 1968.
7. Jongitud V. *et al* Estudio de la tratabilidad de las aguas residuales de los ríos Churubusco, de la compañía y del dren general del Valle, así como de los lodos resultantes

- del tratamiento. Vol. I, Informe Interno del Instituto de Ingeniería, UNAM, México, 1981.
8. Linsley R. K. y Franzini J. B. Ingeniería de los Recursos Hidráulicos, Compañía Editorial Continental, S.A., México, 1980.
 9. Murguía Vaca E., Ingeniería Sanitaria, Apuntes de la Facultad de Ingeniería, UNAM.
 10. Ramalho, R. S. Introduction to Wastewater Treatment Processes, Academic Press, New York, 1977.
 11. Ronald A. L. Fixed Biological Surface Wastewater Treatment.

NOMENCLATURA

Gastos

Q_F	Gasto de entrada (afluente)
Q_R	Gasto de recirculación
r	Tasa de recirculación ($r = Q_R/Q_F$)
Q	Gasto combinado $Q = Q_F + Q_R$
Q'	Gasto de salida (efluente neto)
Q''	Gasto de desecho (lodos)
Q_u	Gasto del clarificador secundario (lodo del sed. secundario)

Concentraciones de DBO soluble (mg/l)

S_F	DBO soluble del afluente
S_o	DBO soluble de la alimentación combinada
S_e	DBO soluble del efluente

Concentraciones de sólidos suspendidos volátiles (SSV)

$X_{v,F}$	SSV en el afluente
$X_{v,o}$	SSV en la alimentación combinada
$X_{v,a}$	SSV en el reactor

$X_{v,u}$ SSV en los lodos del sedimentador secundario

$X_{v,e}$ SSV en el efluente final

Concentraciones de sólidos suspendidos fijos no volátiles (SSNV)

$X_{NV,F}$ SSF en el afluente

$X_{NV,o}$ SSF en alimentación combinada

$X_{NV,a}$ SSF en el reactor

$X_{NV,u}$ SSF en los lodos del sedimentador secundario

$X_{NV,e}$ SSF en el efluente final

Lodos de desechos

ΔX_v Producción de SSVLM en el reactor (desecho de SSVLM)

ΔX_{nv} Desecho de SSF

ΔX_t Producción total de lodos

A N E X O

DATOS DE CAMPO DE LAS AGUAS RESIDUALES DE
DIRIC-SPICER EN CELAYA, GTO.

DESCARGA Nº 1

HORA	TEMP. AMB.	TEMP. AGUA	pH
10.00	28	23	7.5
12.00	28	23	7.6
14.00	29	25	6.8
16.00	29	24	7.2
8.00	20	19	7.5
10.00	21	21	7.4
12.00	25	23	7.6
14.00	25	24	7.5
16.00	26	24	8.0
18.00	24	24	7.8
8.00	17	20	7.7
10.00	22	21	7.6
12.00	25	22	7.6

DESCARGA Nº 2

HORA	TEMP. AMB.	TEMP. AGUA	pH
10.00	28	25	7.5
12.00	28	23	7.8
14.00	29	23	7.6
16.00	29	24	7.8
8.00	20	22	7.8
10.00	21	22	7.8
12.00	25	23	7.9
14.00	25	23	7.7
16.00	26	24	8.4
18.00	24	23	7.7
8.00	17	22	7.8
10.00	22	23	7.9
12.00	25	22	7.8

REGISTRO DE CAMPO

HOJA 1 DE 4

PROYECTO. DIRECSPICER

SITIO. CELAYA, GTO. (CARCAMO GRAL.)

MUESTREADOR. R. SOLÍS y A. VIZCARRA

FECHA MUESTREO. 25 Julio '85

FECHA RECEPCION. _____

ESTACION DESCRIPCION	HORA	GASTO L/SEG	PRESION BAROME	TEMPERATURA °C		P. H.	O. D. mg/L.	COLOR	* * *			BOTELLA N° PARA ANALISIS.			
				AMBIENTE	AGUA				OLOR SI NO	MAT SI NO	FLO. SI NO	TRANSP. Sem. F. Q.	BACT.	Gy A.	
DESCARGA N° 1	10:00			28	23	7.5			✓	✓		0.2			
"	12:00			28	23	7.6			✓	✓		0.1			
"	14:00			29	25	6.8			✓	✓		0.2			
"	16:00			29	24	7.2			✓	✓		0.2			
DESCARGA N° 2	10:00			28	25	7.5			✓	✓		0.1			
"	12:00			28	23	7.8			✓	✓		0.2			
"	14:00			29	23	7.6			✓	✓		0.2			
"	16:00			29	24	7.8			✓	✓		0.1			

OBSERVACIONES: DESCARGA N° 1.- PROCEDENTE DE VEL-COY ; DESCARGA N° 2.- PROCEDENTE DE FURRESA, TRANSES y VEL-COY.

* * SSe. solidos Sedimentables, ml/l. (medidor en campo con cono Imhoff.)

DETERMINACIONES:	<input checked="" type="checkbox"/> NO ₂	<input type="checkbox"/> NO ₃	<input type="checkbox"/> GRASAS Y ACEITES	<input checked="" type="checkbox"/> MAGNESIO	<input type="checkbox"/> OTROS:
DBO.	<input checked="" type="checkbox"/> NTK.	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/> CONDUCTIVIDAD ELEC.	<input checked="" type="checkbox"/> CALCIO	<input type="checkbox"/> COLOR
DDO.	<input checked="" type="checkbox"/> N-NH ₃	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/> CLORUROS	<input type="checkbox"/> DETERGENTES	<input type="checkbox"/> FIERRO
SOLIDOS SEDIMENTABLES	<input type="checkbox"/> PO ₄ TOTALES	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/> BORO	<input type="checkbox"/> COLIFORMES TOTALES	<input type="checkbox"/>
ST, SST, SDT.	<input checked="" type="checkbox"/> PO ₄ ORTO	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/> SODIO	<input type="checkbox"/> COLIFORMES FECALES	<input type="checkbox"/>

REGISTRO DE CAMPO

HOJA 2 DE 4

PROYECTO. DIRECSPICER SITIO. CELAYA, GTO. (CARCAMO GRAL.)

MUESTREADOR. RISOLS y A. VIZCARRA FECHA MUESTREO. 26 Julio FECHA RECEPCION. _____

ESTACION DESCRIPCION	HORA	GASTO L/SEG.	PRESION BAROME.	TEMPERATURA °C		P. H.	O. D. mg/L.	COLOR	OLOR		FLO. NO	TRANSP. Sem. %	BOTELLA Nº PARA ANALISIS.			
				AMBIENTE	AGUA				SI	NO			F. Q.	BACT.	Gy A.	
DESCARGA Nº 1	8:00			20	19	7.5			✓	✓		0.1				
"	10:00			21	21	7.4			✓	✓		0.1				
"	12:00			25	23	7.6			✓	✓						
"	14:00			25	24	7.5			✓	✓		0.2				
"	16:00			26	24	8.0			✓	✓		0.2				
"	18:00			24	24	7.8			✓	✓						

OBSERVACIONES:

DETERMINACIONES:

DBO.

DQO.

SOLIDOS SEDIMENTABLES

ST, SST, SDT.

NO₂ NO₃

NTK.

N-NH₃

PO₄ TOTALES

PO₄ ORTO

GRASAS Y ACEITES

CONDUCTIVIDAD ELEC.

CLORUROS

BORO

SODIO

MAGNESIO

CALCIO

DETERGENTES

COLIFORMES TOTALES

COLIFORMES FECALES

OTROS:

COLOR

FIERRO

REGISTRO DE CAMPO

HOJA 3 DE 4

PROYECTO. DIRECSPICER SITIO. CELAYA, GTO.

MUESTREADOR. R. SOLIS y A. HIZCARA FECHA MUESTREO. 26 JULIO '85 FECHA RECEPCION. _____

ESTACION DESCRIPCION	HORA	GASTO L/SEG	PRESION BAROMETRICA	TEMPERATURA °C		P.H.	O. D. mg/L.	COLOR	CLORURO			TRANSP. %cm ² /2	BOTELLA Nº PARA ANALISIS.			
				AMBIENTE	AGUA				SI	NO	SI		NO	F. Q.	BACT.	Gy A.
DESCARGA Nº 2	8:00			20	22	7.8			✓	✓						
"	10:00			21	22	7.8			✓	✓	0.2					
"	12:00			25	23	7.9			✓	✓	0.2					
"	14:00			25	23	7.7			✓	✓	0.2					
"	16:00			26	24	8.4			✓	✓	0.3					
"	18:00			24	23	7.7			✓	✓	0.2					

OBSERVACIONES:

DETERMINACIONES:

DBO.

DQO.

SOLIDOS SEDIMENTABLES

ST, SST, SDT.

NO₂ NO₃
 NTK.
 N-NH₃
 PO₄ TOTALES
 PO₄ ORTO

GRASAS Y ACEITES
 CONDUCTIVIDAD ELEC.
 CLORUROS
 BORO
 SODIO

MAGNESIO
 CALCIO
 DETERGENTES
 COLIFORMES TOTALES
 COLIFORMES FECALES

OTROS:

REGISTRO DE CAMPO

HOJA 4 DE 4

PROYECTO. DIRECSPICER SITIO. CELAYA, GTO.

MUESTREADOR. R. SOLIS y A. VIZCARRA FECHA MUESTREO. 27 JULIO '85 FECHA RECEPCION. _____

ESTACION DESCRIPCION	HORA	GASTO L/SEG.	PRESION BAROM.	TEMPERATURA °C		P. H.	O. D. mg/L.	COLOR	OLOR			TRANS. S/cm %/2	BOTELLA Nº PARA ANALISIS.		
				AMBIENTE	AGUA				SINO	SI	NO		F. Q.	BACT.	Gy A.
DESCARGA Nº1	8:00			17	20	7.7			✓	✓		0.1			
"	10:00			22	21	7.6			✓	✓					
"	12:00			25	22	7.6			✓	✓		0.1			
DESCARGA Nº2	8:00			17	22	7.8			✓	✓					
"	10:00			22	23	7.9			✓	✓		0.2			
"	12:00			25	22	7.8			✓	✓		0.2			

- 10 -

OBSERVACIONES:

DETERMINACIONES:

DBO.

DQO.

SOLIDOS SEDIMENTABLES

ST, SST, SDT.

NO₂ NO₃
NTK.
N-NH₃
PO₄ TOTALES
PO₄ ORTO

GRASAS Y ACEITES
CONDUCTIVIDAD ELEC.
CLORUROS
BORO
SODIO

MAGNESIO
CALCIO
DETERGENTES
COLIFORMES TOTALES
COLIFORMES FECALES

OTROS:

AGRADECIMIENTOS

Deseo hacer patente un especial reconocimiento al Ing. Jorge Muñoz Esquerro, por su esmerada dedicación y la acertada dirección de la presente tesis.

Al Ing. Rodrigo Solís, por su amistad, comentarios y aportaciones a este trabajo.

A Teresa Guillermo Ruiz, por su amistad y la mecanografía de este trabajo.