

68 209



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

DETERMINACION DE LOS PARAMETROS CINETICOS PARA EL DISEÑO DE UN REACTOR BIOLÓGICO DE LODOS ACTIVADOS



EXAMENES FORTALECIDOS
FAC. DE QUIMICA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

ALFREDO MENDOZA GARCÍA

México, D. F.

1990

EXAMENES FORTALECIDOS
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

CAPITULO I

	Pages
1.0.- INTRODUCCION.	1
1.2.- JUSTIFICACION.	2
1.3.- OBJETIVOS.	2
1.4.- ALCANCES.	2

CAPITULO II

2.0.- ANTECEDENTES HISTORICOS.	3
2.1.- PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.	4
2.2.- DESCRIPCION DEL PROCESO.	6
2.3.- MODELO MATEMATICO Y BALANCE DE MATERIA.	8
2.4.- PARAMETROS DE DISEÑO.	10
2.5.- REQUERIMIENTOS DE OXIGENO.	14
2.6.- REQUERIMIENTOS DE NUTRIENTES.	15
2.7.- PURGA Y RETORNO DE LODOS.	16
2.8.- VARIANTES DEL PROCESO.	16

CAPITULO III

Pags

DESARROLLO EXPERIMENTAL

3.1.- CARACTERIZACION DEL AGUA RESIDUAL.	24
3.2.- DISPOSITIVO EXPERIMENTAL.	31
3.3.- MUESTREO DEL INFLUENTE , EFLUENTE Y BIOMASA.	38
3.4.- DATOS DE LOS PARAMETROS DE CONTROL POR MODULO EXPERIMENTAL.	41

CAPITULO IV

RESULTADOS

4.1.- RECOPIACION DE DATOS.	45
4.2.- OBTENCION DE LAS CONSTANTES CINETICAS.	45
4.3.- DISENO DEL REACTOR.	
a) CONDICIONES REALES.	47

CAPITULO V

CONCLUSIONES	57
--------------	----

ANEXO " A "

Pags

OBRAS CONSULTADAS

60

ANEXO " B "

GRAFICAS DE LOS PARAMETROS DE CONTROL
POR MODULO EXPERIMENTAL.

62

INDICE

Pags

FIGURAS

1.- REACCION BIOQUIMICA.	6
2.- DESCRIPCION DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.	6
3.- GRAFICA PARA LA OBTENCION DE LAS CTES CINETICAS.	11
4.- PROCESO DE LODOS ACTIVADOS DE ALTA CAPACIDAD.	18
5.- PROCESO DE LODOS ACTIVADOS CONTACTO-ESTABILIZACION.	18
6.- PROCESO DE LODOS ACTIVADOS DE AIREACION PROLONGADA.	18
7.- ESQUEMA DE LODOS ACTIVADOS MEZCLA COMPLETA.	19
8.- ESQUEMA DE LODOS ACTIVADOS FLUJO PISTON.	20
9.- PROCESOS DE LODOS ACTIVADOS PATENTADOS.	21
10.- DISPOSITIVO EXPERIMENTAL.	32
11.- DIAGRAMA DE FLUJO DEL DISPOSITIVO.	33
12.- GRAFICAS EXPERIMENTALES LA OBTENCION DE LAS CONSTANTES CINETICAS.	46

INDICE

Pags

TABLAS

1.-	PARAMETROS DE DISEÑO DE Lodos ACTIVADOS.	22
2.-	CARACTERIZACION DEL INFLUENTE DEL AGUA RESIDUAL.	29
3.-	DISEÑO EXPERIMENTAL (COND. DE ARRANQUE Y OPN.)	39
4.-	FRECUENCIA DE MUESTREO EN EL DISPOSITIVO EXPERIMENTAL.	40
5.-	DATOS QUE SE OBTUVIERON EN EL PERIODO EXPERIMENTAL MOD 1.	42
6.-	DATOS QUE SE OBTUVIERON EN EL PERIODO EXPERIMENTAL MOD 2.	43
7.-	DATOS QUE SE OBTUVIERON EN EL PERIODO EXPERIMENTAL MOD 3.	44
8.-	CINETICA PARA EL MODELO MATEMATICO DE ECKENFELDER.	45

CAPITULO I

INTRODUCCION

México es un país con un alto crecimiento demográfico y en los últimos años ha incrementado su desarrollo industrial.

Estos dos factores han propiciado que crecientes volúmenes de agua residual sean vertidos a las corrientes de aguas superficiales y subterráneas, provocando alteraciones de los ecosistemas acuáticos y una mayor dificultad para el aprovechamiento integral de estas aguas.

Una de las formas más económicas para remover los contaminantes orgánicos de las aguas residuales y controlar la contaminación que producen en el medio ambiente, así como propiciar el reuso de estas aguas, es mediante el proceso biológico de lodos activados, que en su forma más sencilla, acelera los procesos biológicos naturales de purificación del agua, reduciendo el espacio necesario y controlando las variables que intervienen, se hablará más detalladamente del principio básicos en capítulos subsecuentes.

Situación actual de la contaminación - El creciente deterioro en la calidad de las aguas superficiales y subterráneas se debe

principalmente a las descargas de aguas residuales urbanas e industriales, y al arrastre de sólidos por el escurrimiento superficial durante la época de avenidas.

1.2.- Justificación del presente trabajo.-Es necesario la implantación de políticas para la optimización del recurso hidráulico mediante la planeación de sistemas de tratamiento con la doble finalidad de prevenir la contaminación y reusar.

1.3.- OBJETIVOS:

Realizar un análisis de la metodología usada en las pruebas de tratabilidad, a nivel de laboratorio, para determinar los parámetros básicos de diseño de sistemas biológicos de tratamiento de agua residual.

Diseñar un reactor biológico, con los resultados de pruebas de tratabilidad, para un desecho de carga orgánica conocida.

1.4.- ALCANCES:

Mostrar los aspectos tanto teóricos como prácticos, de la experimentación a nivel de laboratorio, para la obtención de parámetros básicos de diseño así como para tener un mejor entendimiento de los mecanismos por los cuales se realiza la biodegradación de los desechos orgánicos.

CAPITULO II

ANTECEDENTES

La aireación de aguas residuales domésticas fue practicada por Angus Smith en Inglaterra en 1882, encontrándose que esta acción promueve la oxidación de la materia orgánica. Varios años mas tarde en 1910, Blacks y Phelps estudiaron la aireación de aguas residuales por primera vez en los Estados Unidos. El desarrollo inicial del proceso de lodos activados ocurrió entre 1912 y 1913 en la "Lawrence Experimental Station"; en esta oportunidad los investigadores Clark y Gate encontraron que aguas residuales aireadas promueven el crecimiento de la biomasa la cual podría ser cultivada para incrementar la oxidación biológica (9).

Los resúmenes en Lawrence indujeron a investigadores ingleses a experimentos en otros aspectos. Arden y Locker encontraron que el lodo juega un papel importante en oxidación y nitrificación. Al retirar repetidamente líquido clarificado de un tanque de aireación y añadir desecho domestico crudo, redujeron el tiempo de oxidación a unas pocas horas. El lodo acumulado en esta forma y capas de producir una nitrificación activa fue llamado "Lodo Activado". Posteriormente a los desarrollos iniciales del proceso se demostró en Milwaukee y Baltimore, E.E.U.U. que el proceso puede ser operado en forma continua aireando en un tanque

una mezcla de lodo activado con el influente del desecho y luego separado el liquido clarificado del lodo.

Desde los inicios a la fecha , avances grandes han ocurrido , tanto desde el punto de vista de variaciones al proceso , mecanismos de aireación y control , como en una considerable cantidad de investigaciones que han contribuido a un mejor entendimiento de los aspectos biológicos y fisicoquímicos del proceso.

2.1.- Proceso de lodos activados :

Las aguas residuales son el conjunto de descargas liquidas hechas en el sistema de drenaje y que pueden provenir tanto de precipitaciones pluviales como de las aguas de abastecimiento tras de haber sido utilizadas en casas habitacion , comercios , industrias o servicios públicos y que han perdido la característica de agua potable.

Este origen múltiple implica la existencia de grandes variaciones tanto en el caudal y composición , lo que tiene como consecuencia que su tratamiento se vuelva cada vez mas complejo.

Para facilitar la comprensión del proceso de lodos activados se ha agrupado a las diferentes operaciones en él involucradas en

los siguientes niveles de tratamiento :

- a) Tratamiento preliminar.
- b) Tratamiento primario.
- c) Tratamiento secundario.

La razón de aplicar a las aguas residuales niveles de tratamiento secundario es remover principalmente la mayor cantidad posible de materia orgánica la cual es utilizada por ciertos microorganismos como alimento en presencia de oxígeno y otros nutrientes y así poder desarrollar su ciclo de vida.

Dicha materia , constituida por compuestos orgánicos complejos es transformada a bióxido de carbono , agua y energía , esta última aprovechada por los microorganismos para producir nuevas células por síntesis , siendo estos los productos finales de las reacciones bioquímicas que tienen lugar en el principio básico del proceso de lodos activados.

Es importante mencionar que , no todos los compuestos orgánicos son biodegradables , lo que se debe a que los microorganismos no pueden utilizarlos o bien resultan tóxicos para su metabolismo como se podrá ver en capítulos posteriores.

MATERIA ORGANICA + MICRO ORGANISMOS → MATERIA ORGANICA ESTABLE + AGUA + ENERGIA

Fig # 1 REACCIONES BIOQUIMICAS DEL PROCESO

2.2.- Descripción del proceso :

Con base en el principio descrito anteriormente una planta de lodos activados esta constituida por cinco unidades fundamentales:

- 1.- Tratamiento preliminar.
- 2.- Sedimentador primario.
- 3.- Reactor biológico.
- 4.- Sedimentador secundario.
- 5.- Desinfección o cloración.

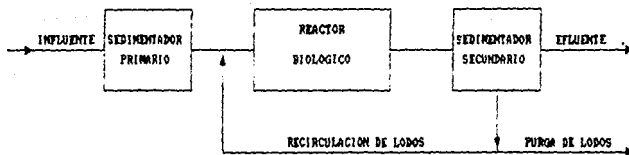


Fig # 2 DESCRIPCION DEL PROCESO DE LODOS ACTIUADOS

Siguiendo el recorrido del agua através de las unidades del proceso puede observarse que se tiene , en primer instancia un cárcamo con cribas para separar los solidos suspendidos de gran tamaño que pueden perjudicar los sistemas de bombeo , este paso se denomina tratamiento preliminar o pretratamiento ; posteriormente el agua pasa a un tanque de sedimentación primario en el cual los solidos suspendidos que no sedimentaron en el pretratamiento sedimenten debido a su peso y a la velocidad del flujo del agua , los lodos sedimentados son colectados en tolvas y enviados ya sea al drenaje , o bien , a las unidades de tratamiento de lodos ; a continuación el agua pasa al tanque de aireación en el que se adiciona aire con la doble finalidad de proveer el oxígeno que los microorganismos necesitan para subsistir y mantener en agitación el contenido del tanque (licor mezclado) con el objeto de que los microorganismos tengan el mayor contacto posible con la materia orgánica contenida en las aguas residuales. En este punto se forman agrupaciones de materia orgánica y microorganismos , de apariencia esponjosa y color pardq a los que cuales se les llama floculos o lodos activados.

El licor mezclado es conducido al sedimentador secundario donde los flóculos son separados del agua por gravedad ; el agua ya clarificada es colectada en canaletas y enviados a desinfección ; por su parte , los flóculos o lodos activados son colectados en las tolvas del sedimentador secundario de donde parte de ellos

son extraídos para hacerlos retornar al tanque de aireación y la otra parte se desecha del proceso mediante purgas. La purga y el retorno de lodos (recirculación) , permite mantener una concentración de biomasa adecuada en el tanque de aireación.

2.3.- Modelo matemático y balance de materia :

En la actualidad existen diversos modelos matemáticos para describir el proceso de lodos activados.

El modelo matemático que se utilizó para la obtención de los parámetros de diseño fué el de Eckenfelder . (11) a continuación se describen los balances de material mediante los cuales se obtienen las ecuaciones cinéticas.

Considerando el tanque de aireación como un reactor completamente mezclado , un balance de material , en condiciones estables conduce a la expresión :

$$Q_0 - Q_{se} = ds / dt_a(V_a)$$

donde :

Q = Gasto de desecho que entra al tanque , en volumen / tiempo.

S₀ , S_e = Materia orgánica , en terminos de DQO o DBO , del influente y efluente , respectivamente en masa / volumen.

t = Tiempo de retención o aireación , horas.

V_a = Volumen del tanque de aireación , litros.

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

$$\frac{S_0 - S_e}{X_{va}, t} = K S_e$$

donde:

-1

K = Tasa de remoción, en tiempo.

X_{va} = SSVLM en masa/volumen.

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

$$R_r V_a = a' S_r Q - b' X_{va} V_a$$

en el cual:

R_r = Tasa de requerimiento de oxígeno por día, (Kg O / día).

a' = Aireación de sustrato, DQD o DBD, usado para oxidación en tiempo. (Kg O / Kg DQD removido).

b' = Fracción por día de SSVLM oxidados (días⁻¹).

S_r = $S_0 - S_e$.

La producción total de lodos en el sistema se puede estimar a partir de la siguiente relación :

- a) Incremento de lodos atribuibles a los sólidos suspendidos del influente , $Q S_o$.
- b) Incremento de lodos debido a la síntesis celular, $S_r Q$.
- c) Decremento de lodos debido a la oxidación celular, o a la respiración endógena , $b X_a V_a$.

Esta expresión es :

$$\dot{X} = Q (S_o - S_e) a - b X_a V_a$$

$$\dot{X} = a S_r Q - b X_a V_a$$

donde :

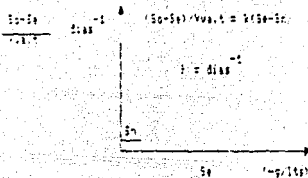
\dot{X} = Producción de lodo por día (Kg SSVLM / día).

a = Fracción de sustrato , DQD o DBD , convertido a nuevas células , (Kg SSVLM / Kg DQD remov.).

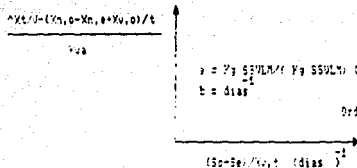
b = Fracción por día de SSVLM oxidados (días⁻¹).

2.4.- Parámetros de diseño :

Cuando se diseña una planta de tratamiento de agua el proyectista debe apoyarse en valores recomendados para ciertas

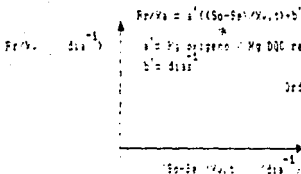


m = Constante de remoción. (b)
 S_0 = Materia no biodegradable.



$$\frac{X_{va}/V}{X_{va}} = a(S_0 - S_x)/X_{va}t - b$$

m = Constante de crecimiento. (a)
 Ord. Origen = Cte respiración endógena. (b)



a' = Cte requerimiento oxígeno. (a')
 Ord. Origen = Cte requerimiento oxígeno para la fase endógena. (b')

FIG. N. 3 GRAFICAS PARA LA OBTENCION DE LAS CTES CINETICAS

características de la planta ; por ejemplo el tiempo de retención hidráulico de un proceso de lodos activados de tipo convencional varia entre 4 a 8 hrs.

Dicha características son comunmente llamadas parámetros de diseño y sus valores son dictados tanto por experimentación en escala piloto o como por la experiencia operacional de que se disponga.

A continuación se mencionan los parametros mas importantes asi como su definición respectiva :

a) Tiempo de retención hidráulico .- Se define como el tiempo en horas que transcurre entre la entrada del agua , su paso a través del tanque y su salida. Se obtiene dividiendo el volumen del tanque entre el gasto de entrada.

b) Carga orgánica volumétrica .- Define como la cantidad de materia orgánica aplicada por metro cúbico y por unidad de tiempo. La materia orgánica es expresada indirectamente mediante la demanda bioquímica (DBO) o bien la demanda química de oxígeno (DQO) las cuales determinan la cantidad de oxígeno consumido por la oxidación de la materia orgánica involucrando reacciones bioquímicas en el primer caso i químicas en el segundo , la carga orgánica volumétrica se obtiene dividiendo la DBO o DQO entre el gasto.

c) Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado .- Se le considera como una medida indirecta de la cantidad de microorganismos activos existentes , en un momento dado , en el tanque de aireación , se determina mediante un análisis de laboratorio.

d) Relación alimento - microorganismos o factor de carga .- Expresa la relación que existe entre la cantidad de alimento aplicado en el tanque de aireación por día (expresado en mg/l de DQO o DBO) y la cantidad de microorganismos existentes en el tanque de aireación. Su importancia radica en que permite regular el crecimiento de microorganismos y optimizar la biodegradación de la materia orgánica por la biomasa.

e) El tiempo medio de retención celular.- Se define como el tiempo promedio , en días , que un microorganismo permanece en el proceso de tratamiento.

f) Tasa de recirculación de lodos .- Indica el porcentaje del gasto de entrada , que se retorna al tanque de aireación.

g) Gasto de entrada .- Se refiere a la cantidad de agua (l/s) que ingresa al proceso de tratamiento.

h) Caudal de recirculación de lodos .- Cantidad de licor mezclado (l/s) que se retorna al tanque de aireación.

i) Caudal de agua .- Cantidad de licor mezclado (l/s) que se desecha del sistema.

j) Índice volumétrico de lodos .- Se le define como el volumen en mililitros ocupados por un gramo de SSVLM sedimentado en 30 minutos. Este índice debe determinarse y debe tenerse en cuenta que un índice volumétrico en aumento señalara una tendencia al abultamiento de lodos.

2.5.- Requerimiento de oxígeno :

Ya se ha mencionado que para cumplir sus funciones vitales los microorganismos requieren de un suministro de oxígeno y por esta razón se les denomina microorganismos aeróbicos ; el suministro de oxígeno se realiza comunmente aprovechando el contenido en el aire de este gas ; las dos formas mas usuales para satisfacer estos requerimientos son : difusión de aire comprimido y aireación mecanica superficial.

Ademas de satisfacer las necesidades de los microorganismos el suministro de oxígeno tiene las siguientes finalidades :

- Promover las condiciones de mezclado apropiadas para optimizar la transferencia de oxígeno y para mantener los microorganismos en suspensión.

- Proveer oxígeno adicional para alcanzar la nitrificación si se desea.

La cantidad de aire requerida depende fundamentalmente de los siguientes factores :

- Carga orgánica aplicada.
- Cantidad y calidad de los lodos activados.
- Eficiencia del proceso.

2.6.- Requerimiento de nutrientes :

Las reacciones biológicas que tienen lugar durante la síntesis de nuevas células requieren la presencia de elementos químicos como carbón , hidrógeno , oxígeno y nitrógeno fundamentalmente y pequeñas cantidades de fósforo , azufre , sodio , potasio , magnesio , calcio , hierro y molibdeno. La mayoría de estos elementos se encuentran en las aguas residuales , sin embargo , es común que existan deficiencias de fósforo y nitrógeno y en consecuencia , resulta necesario ,añadir , en los tratamientos biológicos , las cantidades adecuadas de estos elementos a los que se les denomina nutrientes.

La respiración endógena que aparece cuando empieza a faltar la materia orgánica usada como alimento , supone una liberación de nitrógeno y fósforo ,usado previamente en la síntesis de nuevas células , de manera que se les puede reutilizar haciendo que las necesidades totales de nutrientes en el proceso sean función del grado síntesis y de respiración endógena.

2.7.- Purga y retorno de lodos :

El retorno o recirculación de los lodos activados colectados en las tolvas de los tanques de sedimentación secundarios permite aumentar el tiempo que los microorganismos estan en contacto con la materia orgánica contenida en el agua residual y mantener la concentración de estos dentro del tanque de aireación en el nivel especificado.

Para ajustar el control sobre la cantidad de los microorganismos del tanque de aireación se hace uso de la purga , es decir del retiro de una cierta cantidad de lodos del sistema la cual se determina en función de solidos suspendidos volátiles en el licor mezclado deseado para la variante del proceso que se maneje.

2.8.- Variantes del proceso :

Existen muchas variantes del proceso de lodos activados , aqui solamente se mencionaran algunas de las mas importantes.

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

- 1.- El proceso convencional.
- 2.- De alta capacidad.
- 3.- De contacto estabilización.
- 4.- De aireación prolongada.

Desde el punto de vista del modelo de flujo en el tanque de aireación , los procesos pueden subdividirse en flujo a mezcla completa y con flujo pistón.

Mezcla completa .- Los procesos a mezcla completa son más insensibles a variaciones de carga orgánica y temperatura puesto que se mantiene el impacto de estas cargas amortiguando en el sistema , debido a la mezcla instantánea por el cual el abastecimiento y demanda de oxígeno se mantiene al mismo nivel a lo largo del tanque.

Flujo pistón .- Este patrón de flujo simula una unidad de volumen que viaja a velocidad constante a lo largo del tanque sin perder su integridad. El abastecimiento de oxígeno permanece constante , en tanto que la demanda decrece a medida que se

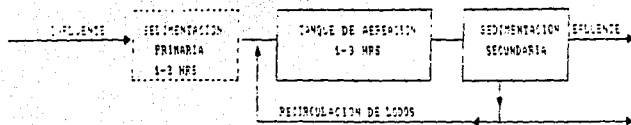


Fig # 4 PROCESO LODOS ACTIUADOS DE ALTA CAPACIDAD O AERACION MODIFICADA

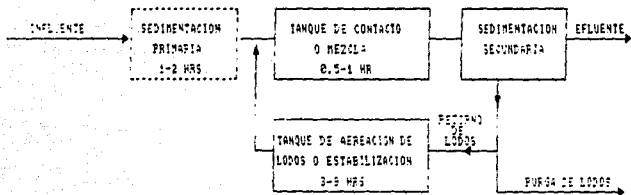


Fig # 5 PROCESO DE CONTACTO-ESTABILIZACION, ABSORCION RAPIDA O REAERACION DE LODOS

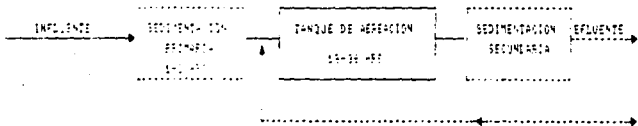
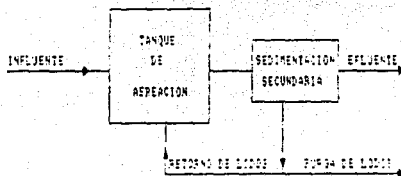
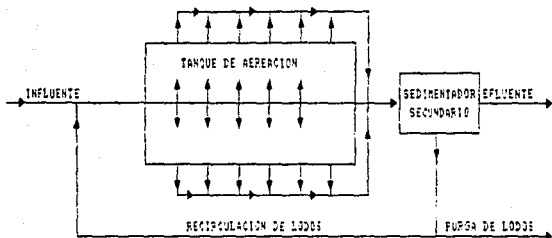


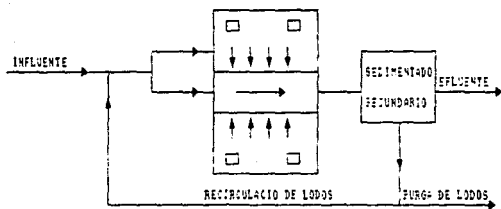
Fig # 6 PROCESO DE AERACION PROLONGADA



a) INSTALACIONES PEQUEÑAS

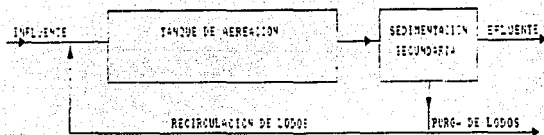


b) INSTALACIONES GRANDES

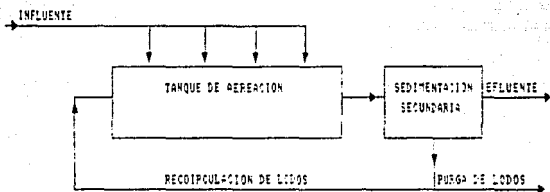


c) PROCESO CARROSUEL

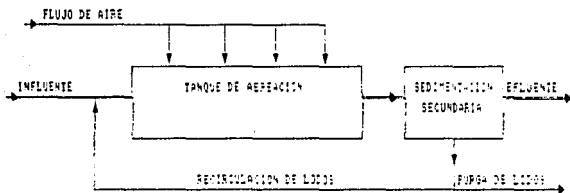
FIG # 7 ESQUEMA DE LODO ACTIUADOS A MEZCLA COMPLETA



a) CONVENCIONAL

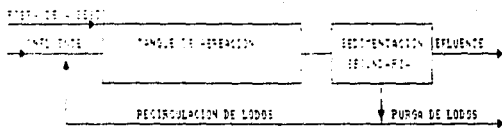


b) ADICION POR PASOS O ESCALONADA

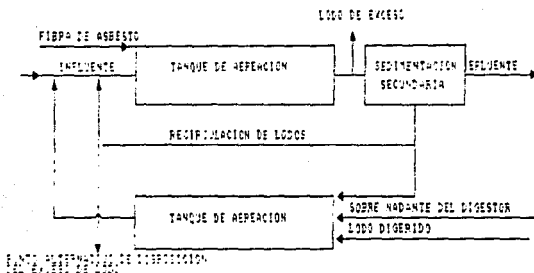


c) AERACION GRADUAL

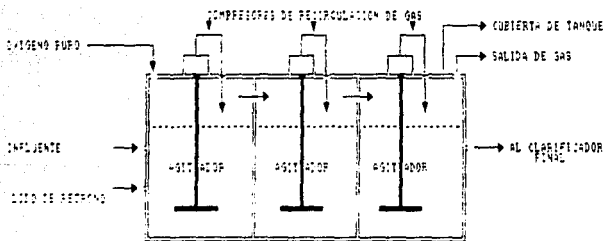
FIG # B ESQUEMA DE Lodos ACTIVADOS CON FLUJO PISTON



a) PROCESO ZIGERLY



b) PROCESO KRAUS



c) PROCESO UNOX (OXIGENO PURO)

FIG # 9 ESQUEMAS DE PROCESOS PATENTADOS DE LODOS ACTIUADOS

MODIFICACION DEL PROCESO	DÍAS EN EL PROCESO	F/M EN EL PROCESO	SCULM. EN T ₉ /1	N. EN HORAS	Qr/Q
CONUENCIONAL	5 - 15	0.2 - 0.4	1500 - 3000	4 - 8	0.25 - 0.50
COMPLETAMENTE MEZCLADO	5 - 15	0.2 - 0.6	3000 - 6000	3 - 5	0.25 - 1.00
AERACION POR ETAPAS	5 - 15	0.2 - 0.4	2000 - 3500	3 - 5	0.25 - 0.75
AERACION MODIFICADA	0.2 - 0.5	1.5 - 5.0	200 - 500	1.5 - 3	0.05 - 1.50
ESTABILIZACION POR CONTACTO	5 - 10	0.2 - 0.4	1000 - 3000 4000 - 10000	0.5 - 1.00 3.0 - 6.0	0.25 - 1.0
AERACION EXTENDIDA	20 - 30	0.05 - 0.15	3000 - 6000	18 - 36	0.75 - 1.50
PROCESO KRAUSS	5 - 15	0.3 - 0.0	2000 - 5000	4 - 8	0.5 - 1.0
AERACION DE ALTA TASA	5 - 10	0.4 - 1.5	4000 - 10000	0.5 - 2	1.0 - 5.0
SISTEMA CON OXIGENO PURO	5 - 20	0.25 - 1.0	6000 - 8000	1 - 3	0.25 - 0.50

Q_c = TIEMPO DE RETENCION CELULAR

* EN LA UNIDAD DE CONTACTO

F/M = FACTOR DE CAMBIO

* EN LA UNIDAD DE ESTABILIZACION

Q_r = TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO

Q_r/Q = TASA DE RECIRCULACION DE LODOS

TABLA 00 1 PARAMETROS DE DISEÑO DE LODOS ACTIVADOS

avanza a lo largo del tanque. Debido a esto el patrón de flujo pistón se muestra mas vulnerable a las variaciones instantaneas de carga puesto que en tal situación habra demaciado alimento para la misma cantidad de biomasa con la que se empobrece la calidad del efluente.

Sistemas patentados de tratamiento :

El proceso Zigerly .- Con la introducción de fibra de asbesto como elemento floculante y para dar mayor facilidad de separación del flóculo.

El proceso Kraus .- Utiliza el sobre nadante del digestor y el propio lodo digerido como se muestra en la fig. 9-b.

El proceso Unox .- Utiliza oxigeno puro en lugar de aire , que fue originalmente estudiado en la decada de los años cuarenta.

CAPITULO III

DESARROLLO DEL PROCESO EXPERIMENTAL

3.1.- Caracterización de la agua residual :

Para llevar acabo un tratamiento adecuado del agua residual es necesario determinar una serie de características que depende del origen de los desechos que afectan directamente el buen funcionamiento de las plantas de tratamiento.

Entre estos destacan los parámetros orgánicos y los inorgánicos.

Parámetros orgánicos :

a) Demanda bioquímica de oxígeno .- Conocida como DBO o BOD , que es una medida indirecta de la cantidad de materia biodegradable disuelta y/o suspendida presente en las aguas residuales y se mide como miligramos de oxígeno consumido por los microorganismos que metabolizan la materia disuelta y/o suspendida por litro de disolución (agua residual).

La determinación de DBO , esta sujeta a muchas variables y restricciones en particular , para el tiempo de incubación , que es una de las variables mas importantes en la evaluación de este parámetro , se tiene un lapso de cinco dias. Por ello es que regularmente se encuentra reportado como DBO5. Sin embargo la estabilización completa de la materia organica presente en las aguas residuales en forma disuelta o demanda ultima que debe ser satisfecha depende de la naturaleza de la propia materia orgánica. Se ha encontrado casos que requieren de veinte dias para alcanzar la estabilización.

b) Demanda química de oxígeno .- Conocida como DQO o COD, que es una medida de toda la materia orgánica presente en disolución y/o suspendida que puede ser químicamente oxidada en un medio ácido por una sustancia oxidante como el permanganato o dicromato y se mide como miligramos de oxígeno equivalente a la fracción orgánica disuelta o suspendida por litro de disolución (agua residual). Este parametro ha sido usado por muchos años para estimar el contenido orgánico del agua y aguas residuales. Sin embargo la interpretación correcta de los valores obtenidos por este metodo son todavia un problema.

Generalmente se esperaria que la demanda bioquímica ultima de oxígeno se vaya acercando al valor de la demanda química de

oxígeno. Sin embargo especialmente para aguas residuales industriales complejas, esto no ocurre. Los factores que influyen para que no exista una relación directa entre DQO y DBO son las siguientes:

1.- Muchos compuestos orgánicos que son oxidados por el permanganato o el dicromato no son bioquímicamente oxidables.

2.- Ciertas sustancias inorgánicas como los sulfuros, sulfitos, tiosulfatos, nitratos y el hierro ferroso se oxidan por el dicromato creando un DQO inorgánico que falsea el valor final obtenido para el agua residual analizada.

3.- Los valores de la DBO pueden ser muy bajos por la posible presencia de tóxicos, por la falta de adaptación biocomunidad inocula etc. mientras que la DQO es independiente a estos factores.

c) Carbono orgánico total.- Conocido como COT o TOC, que mide la cantidad de carbón que es totalmente oxidado en un tubo de combustión catalítico. Un gas transportador lleva el dióxido de carbón resultante hasta un analizador de infrarrojo sensible a la detección del CO₂ y que, con una curva estándar, permite determinar la cantidad total de carbón original en la muestra y se mide en miligramos de carbón por litro de solución.

d) Demanda de oxígeno total .- Conocido como DDT o TOD , que mide la cantidad de todas las sustancias químicas e inorgánicas que pueden oxidarse a través de una cámara de combustión catalizada con platino a sus óxidos más estables. El oxígeno que entra con un gas transportador (nitrógeno) desequilibra al oxígeno que se encuentra en la superficie del catalizador y este disturbio es medido con un detector de celda electrolítica y se relaciona directamente con la cantidad demandada por la muestra y se mide en miligramos de oxígeno por litro de solución.

e) Contenido de grasas y aceites .- Se realiza por métodos químicos , este parámetro es importante para evaluar unidades para el tratamiento de agua residual de las industrias químicas , petroquímicas y de refinación.

f) Contenido de fenoles y otros compuestos potencialmente tóxicos al tratamiento biológico .- Se realiza por métodos analíticos novedosos y que permite trazar estas sustancias que pueden crear "choques" en la planta de tratamiento que lleguen a producir la muerte de los ecosistemas activos en la biodegradación.

Parámetros inorgánicos :

Hay muchos que deben ser considerados cuando se estudia la

toxicidad o la caracterización general o la evaluación de un proceso.

a) Acidez .- Es la capacidad de donar protones de una agua de desecho , es muy importante ya que el tratamiento biológico requiere de agua neutras o cercas a estas.

b) Alcalinidad .- Es la habilidad de una agua residual para recibir protones , es tan significativa como la acidez para realizar el tratamiento biológico , aunque la propia formación del dióxido de carbón en el sistema biológico de depuración actúa como un agente amortiguador.

c) Nitrógeno amoniacal y sulfuros .- Resultan importantes por su efecto negativo en el desarrollo microbiano de las plantas de tratamiento al exceder concentraciones elevadas.

d) Metales pesados .- La influencia de los metales pesados en las unidades han sido objeto de numerosos estudios e investigaciones ya que se han determinado umbrales en las concentraciones máximas de estos metales en un miligramo por litro. Las nuevas metodologías como la fotometría de flama por absorción atómica permite detectar efectivamente y rápidamente estos contaminantes.

e) Sólidos .- Los sólidos pueden encontrarse disueltos o en suspensión pueden tener efectos negativos en los sistemas biológicos de tratamiento , dependiendo de su naturaleza.

ANALISIS DE PROBABILIDAD DE INFLUENTE			
PARAMETRO	P50%	P80%	P95%
pH	7.7	7.9	8.0
COLOR (Pt/c.)	199.0	250.0	311.0
TURBIDEZ UTM	349.6	364.3	278.7
ALCALINIDAD TOTAL			
ALCALINIDAD A LA FENOFTALEINA	170.6	179.0	187.6
DUREZA TOTAL			
CARBONATOS	349.6	364.3	378.7
BICARBONATOS			
HIDROXIDOS	1125.3	1203.6	1282.3
CONDUCTIVIDAD ELECTRICA umhos/cm	115.0	135.0	157.0
CLORUROS	0.754	1.198	1.85
BORO	976.0	1036.0	1096.0
SOLIDOS TOTALES	657.0	705.0	753.0
SOLIDOS TOTALES FIJOS	312.0	376.0	448.0
SOLIDOS TOTALES VOLATILES	794.2	876.0	958.6
SOLIDOS DISUELTOS TOTALES	583.8	789.7	852.7
SOLIDOS DISUELTOS FIJOS	170.3	252.7	366.3
SOLIDOS DISUELTOS VOLATILES	153.0	239.1	362.0
SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES	33.0	57.4	96.7
SOLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS	115.4	193.0	313.0
SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES	0.8163	1.435	2.442
SOLIDOS SEDIMENTABLES ml/l.h	23.57	25.4	27.25
NITROGENO AMONICAL	34.7	46.6	61.6
FOSFORO TOTAL	25.46	39.7	60.37
FOSFATOS TOTALES	34.34	29.6	44.0
CALCIO SOLUBLE	148.0	182.0	221.0
SODIO SOLUBLE	32.74	36.7	40.8
POTASIO SOLUBLE	39.29	43.37	47.6
CALCIO TOTAL	25.6	29.4	33.47
MAGNESIO TOTAL	149.5	183.0	223.4
SODIO TOTAL	33.3	37.2	41.3
POTASIO TOTAL	0.094	0.168	0.29
FIERRO SOLUBLE	0.086	0.110	0.150

Tabla # 2 CARACTERIZACION DE LA AGUA RESIDUAL INFLUENTE

ANALISIS DE PROBABILIDAD DE INFLUENTE			
PARAMETRO	P50%	P80%	P95%
CADNIO SOLUBLE			
MERCURIO SOLUBLE	0.0010	0.0053	0.0142
ARSENICO SOLUBLE	0.0230	0.0350	0.0541
CRONO SOLUBLE	1.124	1.665	2.41
FIERRO TOTAL	0.3053	0.3784	0.4632
MANGANESO TOTAL	0.0632	0.0922	0.1314
PLOMO TOTAL	0.0123	0.0164	0.0214
CADNIO TOTAL	0.00946	0.01654	0.05427
MERCURIO TOTAL	0.00369	0.00922	0.02179
ARSENICO TOTAL	0.13518	0.21825	0.3428
CRONO TOTAL	65E06	120E06	214E06
COLIFORMES TOTALES N.N.P./100 ml	317.4910	373.2730	439.6892
D.B.O. ₅ TOTAL	197.7909	216.1097	234.8890
D.B.O. ₅ SOLUBLE	544.0261	659.6402	790.8091
D.Q.O. TOTAL	200.6309	310.1042	348.5079
D.Q.O. SOLUBLE	64.1477	131.6733	259.0053
GRASAS Y ACEITES	18.0925	21.3701	25.0136
S.A.A.M.	6.8	7.8	9.71

NOTA: LAS UNIDADES SON mg/l, SALVO INDICACIONES CONTRARIAS P50% EN EL 50% DE PROBABILIDAD SE PRESENTAN VALORES MENORES O IGUALES A.

P80% EN EL 80% DE PROBABILIDAD SE PRESENTAN VALORES MENORES O IGUALES A.

P95% EN EL 95% DE PROBABILIDAD SE PRESENTAN VALORES MENORES O IGUALES A.

DONDE NO HAY NADA O CERO, EL PARAMETRO NO FUE DETECTADO EN NINGUN MUESTREO.

En la tabla se presenta un análisis probabilística para el influente basado en los datos obtenidos en un total de 10 muestreos distribuidos del 21 de Enero al 24 de marzo de 1988.

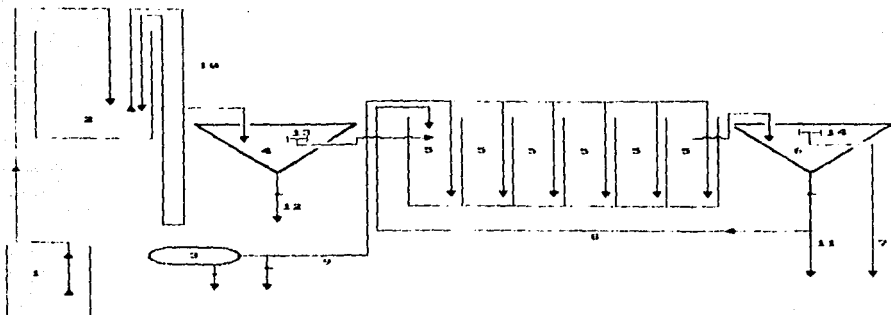
El análisis muestra los valores de concentraciones esperados para probabilidades en el 50 , 80 y 95 % en las veces en función del tipo de concentración de los parámetros detectados (tales como metales pesados y compuestos orgánicos sintéticos) de las zonas industriales ubicadas en las cercanías y algunos otros generados en el análisis , se ha podido clasificar al influente como agua residual con un grado de influencia industrial media.

3.2.- Experimentación en el laboratorio :

Dispositivo experimental .- El dispositivo experimental utilizado se ilustra en la figura # 10 así como también el diagrama de flujo del sistema.

Son tres unidades que constan cada una por separado de un tanque de aireación de 169.4 litros de capacidad , dos sedimentadores (primario y secundario) de forma triangular de 50 litros de capacidad. Cada uno cuenta con equipo auxiliar como son bombas centrífugas , manómetros , reguladores de presión , rotámetros , difusores porosos de fibra de vidrio , se cuenta con una compresora de aire para las tres unidades así como todo el sistema eléctrico del laboratorio experimental , todos los accesorios se muestran el fig. 10.

DIAGRAMA DE FLUJO Y EQUIPO
DEL MODULO EXPERIMENTAL

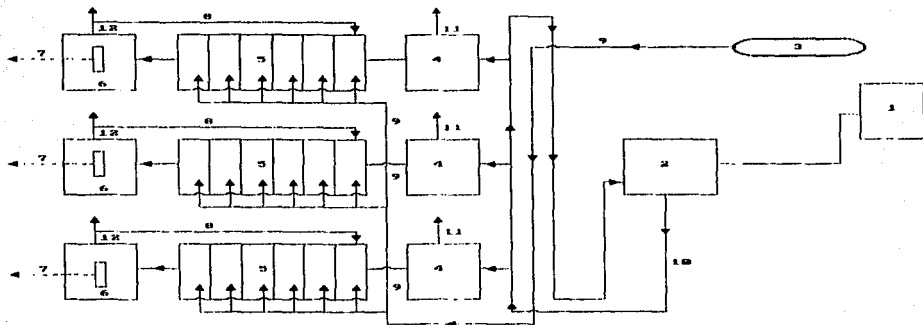


- 1.- CARCAMO DE AGUA CRUDA.
- 2.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA CRUDA.
- 3.- COMPRESORA DE AIRE.
- 4.- SEDIMENTADOR PRIMARIO.
- 5.- TANQUE DE AERACION.
- 6.- SEDIMENTADOR SECUNDARIO.
- 7.- EFLUENTE.

- 8.- RECIRCULACION.
- 9.- LINEA DE AIRE.
- 10.- INFLUENTE.
- 11.- LINEA DE PURGA SED. PRIMARIO.
- 12.- LINEA DE PURGA SED. SECUNDARIO.
- 13.- VERTEDOR SED. PRIMARIO.
- 14.- VERTEDOR SED. SECUNDARIO.

FIG. 4.16

**DIAGRAMA DE FLUJO Y EQUIPO DE LOS
TRES MODULOS EXPERIMENTALES**



- 1.- TANQUE DE AGUA CRUDA.
- 2.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO.
- 3.- COMPRESORA DE AIRE.
- 4.- SEDIMENTADOR PRIMARIO.
- 5.- TANQUE DE AERACION.
- 6.- SEDIMENTADOR SECUNDARIO.

- 7.- EFLUENTE.
- 8.- RECIRCULACION.
- 9.- LINEA DE AIRE.
- 10.- INFLUENTE.
- 11.- LINEA DE PURGA SED. PRIMARIO.
- 12.- LINEA DE PURGA SED. SECUNDARIO.

Diseño experimental .- Condiciones de arranque y calculo del modelo experimental :

Para condiciones de diseño del dispositivo experimental se fijo el gasto de entrada en 0.5 l/min en cada uno de los modulos.

El volúmen de los tanques de aireación por su misma condición de construcción esta determinado como un prisma cuadrangular en los tres modulos :

$$V_a = L * H * W - S (w * l * h)$$

donde :

$$S = \text{mamparas} = 5$$

$$L = \text{largo} = 1.19 \text{ mtrs}$$

$$l = \text{largo} = 0.53 \text{ mtrs}$$

$$H = \text{tirante} = 0.53 \text{ "}$$

$$h = \text{ancho} = 0.28 \text{ "}$$

$$W = \text{ancho} = 0.28 \text{ "}$$

$$w = \text{espesor} = 0.0095 \text{ "}$$

$$V_a = (1.19)(0.53)(0.28) - (5)(0.0095)(0.53)(0.28)$$

$$V_a = 169.5 \text{ mtrs}$$

La tasa de recirculación se propone de acuerdo a la bibliografía.

Modulo 1 = 0.4

Modulo 2 = 0.5

Modulo 3 = 0.6

Demanda química de oxígeno (DQO sol) en el influente se obtiene de la caracterización del agua a tratar :

DQO sol = 263 mg/l

El cálculo de DQO sol en el influente del reactor es :

$$S_o = \frac{S_i + rS_e}{1 + r}$$

Modulo 1.- $S_o = 263 + 0.4 (20) / 1 + 0.4 = 193 \text{ mg/l}$

Modulo 2.- $S_o = 263 + 0.5 (20) / 1 + 0.5 = 182 \text{ mg/l}$

Modulo 3.- $S_o = 263 + 0.6 (20) / 1 + 0.6 = 172 \text{ mg/l}$

DQO sol en el efluente (S_e) se toma como 20 mg/l de acuerdo a la bibliografía (12) y el rango de diseño que se eligió.

La concentración de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (SSVLM) en los tanques de aireación se tomó como límite inferior la concentración de 900 mg/l por considerarse que se

aproxima a las condiciones críticas de operación, el valor de concentración promedio se obtuvo de antecedentes previos siendo esta de 1500 mg/l, para el límite superior se escogió el valor de 2000 mg/l debido a que en el proceso de lodos activados convencional es el que dicta la bibliografía.

Modulo 1 = 900 mg/l

Modulo 2 = 1500 mg/l

Modulo 3 = 2000 mg/l

El gasto de recirculación (Q_r) se calcula tomando en cuenta el porcentaje de recirculación:

$$Q_r = r Q_i$$

$$\text{Modulo 1.- } Q_r = 0.4 (0.5) = 0.20$$

$$\text{Modulo 2.- } Q_r = 0.5 (0.5) = 0.25$$

$$\text{Modulo 3.- } Q_r = 0.6 (0.5) = 0.30$$

Los sólidos suspendidos volátiles en la recirculación (X_{vr}) se calculan mediante la siguiente relación:

$$X_{vr} = \frac{Q_i (SSVLM) + Q_r (SSVLM)}{Q_r}$$

$$\text{Modulo 1.- } X_{vr} = \frac{0.5 (900) + 0.2 (900)}{0.2} = 3150 \text{ mg/l}$$

$$\text{Modulo 2.- } X_{vr} = \frac{0.5 (1500) + 0.25 (1500)}{0.25} = 4500 \text{ mg/l}$$

$$\text{Modulo 3.- } X_{vr} = \frac{0.5 (2000) + 0.3 (2000)}{0.3} = 5333 \text{ mg/l}$$

El cálculo de la relación alimento - microorganismo (f/m) o factor de carga se calcula como sigue :

$$F/M = \frac{S_o * Q_o}{SSVLM + V_a}$$

$$Q_o = Q_i (1 + r)$$

$$\text{Modulo 1.- } = \frac{(259) (0.7) (1440)}{900 * 169.5} = 1.7$$

$$\text{Modulo 2.} - = \frac{(244)(0.75)(1440)}{1500 * 169.5} = 1.0$$

$$\text{Modulo 3.} - = \frac{(231)(0.8)(1440)}{2000 * 169.5} = 0.78$$

3.3.- Muestreo del influente , efluente y biomasa :

El muestreo de dichas variables experimentales se realizó según las necesidades de información que sean de utilidad para la determinación de las constantes y para asegurar que el desecho ha sido estabilizado.

El número de muestreos que se colectaron al día dependieron de las posibilidades económicas, dos muestreos por semana para los parámetros que controlan el proceso parece adecuado. Los puntos de muestreos y la periodicidad de los parámetros a analizar se dan en la tabla # 4.

Los reactores comenzaron a operar con semilla de la planta prototipo aclimatando el desecho en cuestión . el día 25 de marzo de 1988 y se concluyó aproximadamente dos meses y medio después.

MODULO	1	2	3
GASTO DE INFLUENTE AL PRIMARIO $Q_i = \text{ltrs/min}$	0.5	0.5	0.5
VOLUMEN DE TANQUE DE AERACION $V_a = \text{lt}$	169.4	169.4	169.4
TASA DE RECIRCULACION $r = Q_r/Q_i$	0.40	0.50	0.60
DQO INFLUENTE AL REACTOR $S_o = \text{mg/lt}$	259	244	231
SOLIDOS SUSPENDIDOS EN EL LICOR MEZCLADO SSVM = mg/lt	900	1500	2000
GASTO DE RECIRCULACION $Q_r = \text{lt/min}$	0.20	0.25	0.30
SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES EN LA RECIRCULACION $X_{VR} = \text{mg/lt}$	3050	4500	5333
RELACION ALIN - MICROORGANISMO $F/M = \text{DIAS}^{-1}$	1.7	1.0	0.70
* TIEMPO MEDIO DE RETENCION CELULAR T.M.R.C. = DIAS	8	8	8
** GASTO DE PURGA $Q_p = \text{ltrs/dia}$	—	—	—
GASTO DE EFLUENTE $Q_r = \text{ltrs/min}$	0.70	0.75	0.80
DQO EFLUENTE $S_e = \text{mg/ltrs}$	39	36	23

* PARA ESTA DETERMINACION ES NECESARIO CONOCER LA CANTIDAD DE SSU QUE SON DESECHOS DEL SISTEMA (PURGA) SIN CARGAR EL RANGO RECOMENDADO PARA PROCESO CONVENCIONAL ES DE 5 - 15 DIAS (EN ESTE CASO SE TOMO 8 DIAS).

** EL VOLUMEN DE PURGA ESTA EN FUNCION DE LOS SSVM QUE SE ENCUENTRAN EN EL TANQUE DE AERACION.

TABLA # 3 CONDICIONES DE ARRANQUE Y DE OPERACION

ANALISIS	FRECUENCIA DIA/SEMANA	INFLUENTE	LICOR MEZCLADO	EFLUENTE
D. Q. O. SOLUBLE	2	*		*
SST , SSF , SSV	2	*	*	*
SOLIDOS CENTRIFUGADOS	6		*	
CONSUMO DE OXIGENO	6		*	
pH	6	*	*	*
TEMPERATURA	6	*	*	*
I. V. L	6		*	
Qw , Qi	6	*	*	*

**Tabla # 4 CALENDARIO DE MUESTREO EN EL
DISPOSITIVO EXPERIMENTAL**

3.4.- Datos de los parámetros de control y diseño.

Los parámetros de control y diseño que se analizaron durante el proceso experimental y se llevaron graficas de estos son los siguientes :

- 1.- Gasto de influente.
- 2.- Demanda química de oxígeno soluble en el influente.
- 3.- Materia orgánica en la entrada del reactor.
- 4.- Sólidos sedimentables en 30'.
- 5.- Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado.
- 6.- Tasa de consumo de oxígeno.
- 7.- Relación F/M o factor de carga.
- 8.- Índice volumétrico de lodos.
- 9.- Velocidad de sedimentación de zona.
- 10.- Gasto de recirculación.
- 11.- Tasa de recirculación.
- 12.- Demanda química de oxígeno soluble en el efluente.
- 13.- Eficiencia en términos de DQO sol. en el efluente.

NOTA : Las graficas se muestran en el anexo " B " .

PARAMETRO	MODULO 1										
	FECHA DE EXPERIMENTACION 12-IV-88 AL 19-V-88										
Ql ml/min	490	495	505	496	505	506	493	512	501	501	504
DQO SOLUBLE INF mg/ltr	168	250	228	239	206	262	233	223	252	202	270
So=(Si+rSe)/1+r mg/ltr	141.5	201.5	181.9	193.6	160.3	203.4	176.0	163.4	189.4	150.8	202.8
SOL. SED. 30' ml/ltr	125	180	150	260	120	190	180	250	250	300	550
SSULN mg/ltr	950	1230	1290	1660	1100	1310	1090	1410	1200	1260	1310
$\frac{Y}{t}$ C.O. mg/ltr-min	0.5	0.8	0.2	0.2	0.6	0.6	0.4	0.6	0.6	0.7	0.4
F/M DIAS ⁻¹	1.0	1.2	1.0	0.85	1.4	1.2	1.1	1.0	1.1	0.98	1.24
I.U.L.	131.5	146.3	116.2	158.0	109.0	145.0	144.0	177.0	195.0	301.0	419.0
$\frac{V_2}{V_1}$ S. ml/min	250.0	130.0	186.6	97.5	275.0	173.3	163.3	113.3	106.6	52.0	19.0
Qr ml/min	186.2	198.0	171.7	198.4	207.0	202.4	202.0	235.0	205.0	215.0	206.0
%r	38.3	40.8	34.4	40.7	41.5	40.3	41.7	46.0	41.1	43.0	41.5
DQO SOLUBLE EFL mg/ltr	72.0	80.4	46.6	66.0	49.0	57.0	37.0	34.0	37.0	32.0	39.0
DQO SOL. % EFL.	57.0	67.8	79.5	72.3	76.2	70.2	84.1	84.7	85.0	84.1	85.5

TABLA # 5 DATOS QUE SE UTILIZARON PARA LA OBTENCION DE LAS CTES CINETICAS

PARAMETRO	MODULO 2 FECHA DE EXPERIMENTACION 12-IV-88 AL 19-V-88										
Q _i ml/min	510	520	503	495	501	515	500	500	504	500	505
DQO SOLUBLE INF mg/ltr	160	250	220	239	206	262	233	223	252	202	270
S ₀ =(S _i +S _g)/ltr mg/ltr	136.6	193.0	173.3	102.3	153.7	194.6	160.3	150.0	177.6	149.7	195.1
SOL. SED. 30' ml/ltr	200	240	250	250	200	260	210	290	270	390	060
SSULA mg/ltr	1000	1130	1570	1690	1500	1700	1730	1060	1500	1400	1600
T. C. O. mg/ltr-min	0.4	0.6	0.6	0.4	0.6	0.6	0.6	0.3	0.4	0.2	0.6
F/M DIAS ⁻¹	1.0	1.42	0.9	0.08	0.0	0.96	0.05	0.77	1.0	0.07	1.01
I.V.L.	185.1	212.3	159.2	147.0	133.0	146.0	121.0	155.0	170.0	263.0	511.0
U. Z. S. ml/min	150.0	116.1	115.0	126.6	150.0	102.3	146.6	70.0	100.0	37.5	2.5
Q _r ml/min	255	240	210	240	240	260	250	260	260	240	240
x _r	50.9	46.1	42.5	49.2	40.3	50.2	50.0	52.0	51.1	40.3	47.4
DQO SOLUBLE EFL mg/ltr	73.9	71.7	43.3	66.6	45.0	60.0	39.0	33.0	32.0	41.0	36.0
DQO SOL. % EFL.	56.0	71.3	01.0	72.1	70.1	77.0	03.2	05.2	07.3	79.7	06.6

TABLE # 6 DATOS QUE SE UTILIZARON PARA LA OBTENCION DE LAS CTES CINETICAS

PARAMETRO	MÓDULO 3 FECHA DE EXPERIMENTACION 12-IV-88 AL 19-V-88										
	510	580	498	500	586	498	501	498	508	501	585
Q1 ml/min	168	250	220	239	206	262	233	223	252	202	270
DQO SOLUBLE INF mg/ltr	126.1	183.7	161.3	175.2	140.0	188.2	162.0	152.1	169.8	138.5	186.1
$S_0 = (S_1 + S_2) / 1 + r$ mg/ltr	330	330	560	640	710	790	330	560	560	390	710
SOL. SED. 30" ml/ltr	2010	2030	2200	2330	1970	2190	2130	2500	2220	1770	2010
T. C. D. mg/ltr-min	0.4	0.65	0.2	0.2	0.6	0.6	0.5	0.3	0.6	0.4	0.7
F/N DIAS ⁻¹	0.5	0.83	0.7	0.69	0.7	0.8	0.74	0.59	0.7	0.77	0.9
I.V.L.	164.1	162.5	254.5	274.0	360.0	360.0	154.0	224.0	252.0	220.0	353.0
U. Z. S. ml/min	65.0	62.0	17.5	111.1	8.6	6.0	93.3	17.0	16.3	60.0	10.0
Qr ml/min	280	300	280	290	290	290	295	300	300	295	290
Xr	56.4	60.4	56.2	58.4	58.4	58.2	59.0	60.1	60.6	59.0	57.3
DQO SOLUBLE EFL mg/ltr	51.4	73.7	42.3	65.3	48.0	61.0	44.0	34.0	33.0	31.0	39.0
DQO SOL. % EFL.	69.0	70.7	81.4	72.6	76.6	76.7	81.1	84.7	86.9	84.6	85.5

TABLA # 7

DATOS UTILIZADOS PARA LA OBTENCION
DE LAS CONSTANTES CINETICAS

CAPITULO IV

RESULTADOS

4.1.- Los datos para la obtención de las constantes cinéticas del proceso biológico empleado se presenta en la tabla # 8 .

MODULO	So	Se	Xa	t	So-Se/Xa.t	F/n	I.V.L	Kr	Kr/Xa	ΔX	ΔX/Xa
	mg/ltr	mg/ltr	mg/ltr	d	d ⁻¹	d ⁻¹	mg/ltr	mg/l-d	mg/mgd	mg/l-d	d ⁻¹
1	178.6	50.0	1262	0.1674	0.6087	1.09	185.6	1200	0.9508	398.66	0.3153
2	171.18	49.22	1552	0.1578	0.4979	0.95	200.2	1156.3	0.7450	408.33	0.2631
3	162.89	47.51	2123	0.1490	0.3647	0.71	252.5	1112.7	0.5241	424.94	0.2808

TABLA # 8 CINETICA PARA EL MODELO MATEMATICO DE ECKENFELDER

4.2.- Las ecuaciones resultantes son:

a) Cte de Remoción:

$$S_0 - S_e/X_a.t = 4.14 + 0.0947 S_e$$

$$r^2 = 0.9873$$

$$K = 0.0947 \text{ dias}^{-1}$$

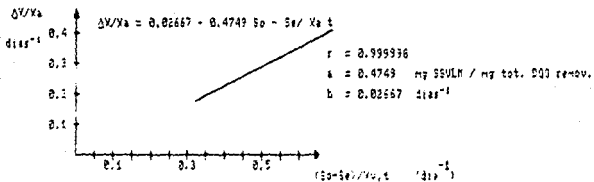
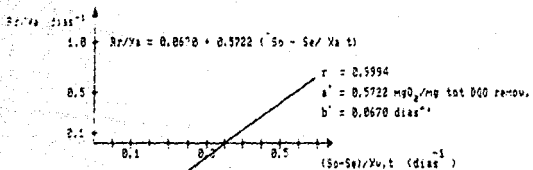
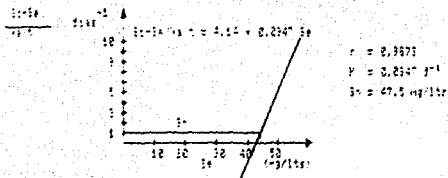


Fig # 12 GRAFICAS PARA LA OBTENCION DE LAS CTES CINETICS

NOMECLATURA

- Q = Gasto de desecho que entra al tanque , volúmen / tiempo.
- S_o, S_e = Materia orgánica en terminos de D.Q.O. o D.B.O., del influente y efluente respectivamente, masa / volúmen.
- t = Tiempo de retención o aireación, hrs.
- V_a = Volúmen del tanque de aireación, hrs.
- K = Tasa de remoción, tiempo -1 .
- $X_{v,a}$ = Concentración de sólidos suspendidos volátiles, masa / volúmen.
- R_r = Tasa de requerimiento de oxígeno por día, Kg de oxígeno / día.
- A = aireación de sustrato , D.Q.O o D.B.O., usado para oxidación en tiempo -1 , Kg oxígeno / DQO removido.
- B = Fracción por día de solidos suspendidos volatiles en el licor mezclado oxidados, días -1 .
- \hat{X} = Producción de lodos por día, Kg ssvlm / día.
- a = Fracción de sustrato , D.B.O o D.Q.O, convertido a nuevas células, Kg ssvlm / Kg D.Q.O. removido.
- b = Fracción por día de ssvlm oxidados, días -1 .
- $X_{n,o}$ = Sólidos suspendidos no volátiles en el influente.
- $X_{n,e}$ = Sólidos suspendidos no volátiles en el efluente.
- $X_{v,o}$ = Sólidos suspendidos volátiles en el influente.

b) Cte de requerimiento de oxígeno para la síntesis y la fase endógena:

$$Rr/Xa = 0.670 + 0.5722 (So - Se)/Xa, t$$

$$r2 = 0.9994$$

$$a' = 0.5722 \text{ mg oxígeno/mg tot. DQD remov.}^{-1}$$

$$b' = 0.0670 \text{ días}$$

c) Cte de crecimiento y cte de respiración endógena:

$$\mu X/Xa = 0.0267 + 0.4749 (So - Se)/Xa, t$$

$$r2 = 0.999998$$

$$a = 0.4749 \text{ mg SSVLM/mg tot. DQD remov.}$$

$$b = 0.0267 \text{ mg oxígeno/mg tot. DQD remov.}$$

4.3.- Diseño del reactor:

Con los parámetros básicos de diseño obtenidos se dimensionará el tanque de aireación.

Se tomo en cuenta para dicho diseño el gasto real.

Las condiciones del diseño real son las siguientes:

$$Qi = 187.5 \text{ ltrs/seg}$$

$$Xva = 1500 \text{ mg/lit}$$

$$DQDi = 224 \text{ mg/lit}$$

$$SSVi = 87 \text{ mg/lit}$$

$$SSVr = 4500 \text{ mg/lit}$$

Efluente

$$DQDe = 49 \text{ mg/lit}$$

$$SSVe = 12 \text{ mg/lit}$$

Temperaturas:

Aguas: temp. min = 18 C Ambiente: temp.min = 7 C
temp. max = 22 C temp.max = 25 C

Constantes cinéticas:

$K = 0.0947$ tiempo.⁻¹
 $\theta = 1.03$ cte Arrhenius.
 $Y = a = 0.4749$ Kg SSVLM / Kg DQD removido.
 $k_d = b = 0.0267$ dias.⁻¹
 $\theta = 1.05$ cte Arrhenius.
 $a = a' = 0.5722$ Kg Oxígeno / Kg DQD removidos.
 $b = b' = 0.0670$ dias.⁻¹

De acuerdo a la bibliografía la concentración de oxígeno disuelto en el licor mezclado es de 2 mg/lit (12).

Constantes: $\alpha = 0.83$ a 20 C
 $\beta = 0.91$ a 20 C
 $N_0 = 1.59$ Kg oxígeno/Hp-Hr

Tasa aproximada de recirculación:

$$r = Y_a / (X_{vr} - X_a)$$
$$r = 1500 / (3500 - 1500) = 0.5$$

Concentración de DQO y SSVr en la mezcla de agua cruda con recirculación :

$$S_o = (DQO_i + rDQO_e) / (1 + r)$$

$$S_o = (224 + (0.5 * 49)) / (1 + 0.5) = 165.66 \text{ mg/lt}$$

$$X_o = (SSV_i + (rSSV_r)) / (1 + r)$$

$$X_o = (87 + (0.5 * 4500)) / (1 + 0.5) = 1558 \text{ mg/lt}$$

Gasto de entrada en el reactor:

$$Q_o = Q_i (1 + r)$$

$$Q_o = Q_i (1 + 0.5) = 281.2 \text{ lts/seg}$$

cálculo de la temperatura del agua en el tanque (TW):

Temp. máximas 25 C (77 F) y 22 C (71.6 F)

$$TW = 2500 \text{ Hp } T_a + Q_o T_t (3.475E05) / 2500 \text{ Hp} + Q_o (3.475E05)$$

$$Q_o = 281.2 \text{ lts/seg} = 6.41 \text{ M.G.D.}$$

Masa removida:

$$\text{Kg DQO remov./dia} = Q_o (S_o - S_e)$$

$$\text{Kg DQO remov./dia} = 281.2 (165.6 - 49)$$

$$\text{Kg DQO remov./dia} = 2832.8$$

Estimación preliminar de potencia:

$$\begin{aligned} \text{Potencia} &= Q_o (S_o - S_e) / 15^* \\ &= 281.2 (165.6 - 49) (0.0864) / 15^* \\ &= 188.8 \text{ Kg DQO remov./ Hp-dia} \end{aligned}$$

* comercial 15-23 Kg DQO remov./Hp-dia

por lo tanto:

$$TW = \frac{2500 (188.8) (77) + (6.41) (71.6) (3.475E05)}{2500 (188.8) + (6.41) (3.475E05)}$$

$$TW = 72.5 \text{ F } (22.5 \text{ C})$$

Temp. mínimas: 18 C (64.4 F) y 7 C (44.6 F)

$$TW = \frac{2500 (188.8) (44.6) + (6.41) (64.4) (3.475E05)}{2500 (188.8) + (6.41) (3.475E05)}$$

$$TW = 60.9 \text{ F } (16 \text{ C})$$

Efecto de la temperatura del agua sobre las ctes cinéticas:

$$KTW = k_{20 \text{ C}} \left(\frac{TW - 20}{10} \right)^n$$

Temperatura 22.5 C 16 C

$$K = 0.1019 \qquad K = 0.0843$$

$$b = kd = 0.03016 \qquad b = kd = 0.0220$$

$$b' = b = 0.0756 \qquad b' = b = 0.05530$$

Tiempo de retención hidráulico:

$$t = \frac{S_0 - S_e}{KX} \left(\frac{S_0 - S_n}{S_0 - S_e} \right)^{1/n}$$

$$t = \frac{(165.6 - 49)}{(0.0843)(1500)} \left(\frac{49 - 43}{165.6 - 49} \right)^{1/0.0220}$$

$$t = 3.68 \text{ hrs} = 0.15 \text{ días.}$$

Calculo de F/M o factor de carga:

$$\begin{aligned} F/M &= S_0 / X_{a,t} \\ &= (165.6 \text{ mg/l}) / (1500 \text{ mg/l} * 0.15 \text{ dias}) \\ &= 0.71 \text{ dias} \end{aligned}$$

Calculo del DQOe respecto a la temperatura:

$$\begin{aligned} T_W &= 16 \text{ C} & T_W &= 22.5 \text{ C} \\ S_e &= 49 \text{ mg/l} & S_e &= S_0 / (1 + K X_{a,t}) \\ & & S_e &= 165.6 / 1 + (0.1019 * 1500 * 0.15) \\ & & S_e &= 6.9 \text{ mg/l} \end{aligned}$$

Calculo del volumen del reactor:

$$\begin{aligned} V &= Q_0 * t \\ V &= 281.2 \text{ lt/seg} * 0.15 \text{ dias} * 86.4 \\ V &= 3644 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Requerimiento de oxigeno:

$$\begin{aligned} \text{Kg oxigeno/dia} &= a'(S_0 - S_e) Q_0 + b'X_a * V \\ T_W &= 22.5 \text{ C} \\ &= 0.5722(116.6 * 281.2 * 0.0864) + (0.0756 * 1.5 * 3644) \\ &= 2034 \text{ Kg de oxigeno/dia} \\ T_W &= 16 \text{ C} \\ &= (0.5722 * 116.6 * 281.2 * 0.0864) + (0.05530 * 1.5 * 3644) \\ &= 1923 \text{ Kg oxigeno/dia.} \end{aligned}$$

Crecimiento de biomasa:

$$X = a (S_0 - S_e) Q_0 - b X_a V$$

$$TW = 22.5 \text{ C}$$

$$\hat{X} = (0.4749 * 116.6 * 281.2 * 0.0864) - (0.03016 * 1.5 * 3644)$$

$$\hat{X} = 1180 \text{ Kg SSV/día}$$

$$TW = 16 \text{ C}$$

$$\hat{X} = (0.4749 * 116.6 * 281.2 * 0.0864) - (0.05530 * 1.5 * 3644)$$

$$\hat{X} = 1043 \text{ Kg SSV/día}$$

Calculo de la tasa de recirculación:

$$TW = 22.5 \text{ C}$$

$$r = \frac{(Q_0 * X_a) - (\hat{X}) - (Q_0 * SSV_i)}{Q_0 * (SSV_r - X_a)}$$

$$r = \frac{(281.2 * 1.5 * 86.4) - (1180) - (281.2 * 0.087 * 86.4)}{(281.2) * (4.5 - 1.5) * (86.4)}$$

$$r = 0.45$$

$$r = 0.45$$

$$TW = 16 \text{ C}$$

$$r = \frac{(281.2 * 1.5 * 86.4) - (1043) - (281.2 * 0.087 * 86.4)}{(281.2) * (4.5 - 1.5) * (86.4)}$$

$$r = 0.45$$

$$r = 0.45$$

nota: se toma el valor inicial de 0.50 de tasa de recirculación.

Determinación de caudales:

$$Q_r = rQ_i = (0.5 * 187.5) = 93 \text{ ltrs/seg}$$

$$Q_o = Q_i(1 + r) = (187.5) * (1 + 0.5) = 281 \text{ lts/seg}$$

$$TW = 22.5 \text{ C}$$

$$Q_w = \frac{X + (Q_o * SSV_i) - (Q_o * SSV_e)}{(SSV_r - SSV_e)}$$

$$Q_w = \frac{1180 + (281.2 * 0.0874 * 86.4) - (281.2 * 0.012 * 86.4)}{(4.5 - 0.012)}$$

$$Q_w = 668 \text{ m}^3 / \text{dia}$$

$$TW = 16 \text{ C}$$

$$Q_w = \frac{1043 + (281.2 * 0.087 * 86.4) - (281.2 * 0.012 * 86.4)}{(4.5 - 0.012)}$$

$$Q_w = 638 \text{ m}^3 / \text{dia}$$

Balance de material: (para sólidos no volátiles)

Se asume que el 80% son sólidos suspendidos volátiles.

$$Q_e * SS_{nve} = (Q_i * SS_{nvi}) + (Q_r * SS_{nvr})$$

$$SS_{nve} = \frac{Q_i * SS_{nvi} + Q_r * SS_{nvr}}{Q_e}$$

$$SS_{nve} = \frac{(187.5 * 77.81) + (93 * (4500/0.8) * 0.2)}{281.2}$$

$$SS_{nve} = 424 \text{ mg/lt.}$$

En la línea de recirculación:

$$SS_{nvr} = Q_i (r + 1) SS_{nve} / Q_r$$

$$SS_{nvr} = (187.5) (0.5 + 1) (427) / 93$$

$$SS_{nvr} = 1291 \text{ mg/lit}$$

Carga de sólidos, (SSV) en la purga:

$$SSV_w = Q_w * SS_{vr}$$

TW = 22.5 C

$$SSV_w = 668 * 4.5 * 1000$$

$$SSV_w = 3,006,000 \text{ Kg / día}$$

TW = 16 C

$$SSV_w = 538 * 4.5 * 1000$$

$$SSV_w = 2,871,000 \text{ Kg / día}$$

Calculo de tiempo de retención celular:

$$T.M.R.C = X_a * V / (Q_w * SS_{vr}) - (Q_e * SS_{ve})$$

TW = 22.5 C

$$T.M.R.C = (1500 * 3644) / ((668 * 4500) - (281.2 * 12 * 86.4))$$

$$T.M.R.C = 2.01 \text{ días}$$

TW = 16 C

$$T.M.R.C = (1500 * 3644) / ((538 * 4500) - (281.2 * 12 * 86.4))$$

$$T.M.R.C = 4.44 \text{ días.}$$

Requerimiento de oxígeno (para energía):

$$\text{Kg oxígeno/día} = a'(S_0 - S_e) Q_0 + b'(X_a + V)$$

$$\begin{aligned} a' &= 0.5722 & Q_0 &= 281 \text{ lts/seg} \\ S_0 &= 165.5 \text{ mg/lt} & X_a &= 1500 \text{ mg/lt} \\ S_e &= 49.0 \text{ mg/lt} & V &= 3644 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$TW = 22.5 \text{ C}$$

$$\text{Kg O}_2/\text{día} = \frac{0.5722(165.5 - 49)(281.2 * 0.0864) + (0.0756 * 1.5 * 3644)}{2}$$

$$\text{Kg O}_2/\text{día} = 2032$$

$$TW = 16 \text{ C}$$

$$\text{Kg O}_2/\text{día} = \frac{0.5722(165.5 - 49)(281.2 * 0.0864) + (0.0533 * 1.5 * 3644)}{2}$$

$$\text{Kg O}_2/\text{día} = 1909$$

Requerimiento de potencia:

$$TW = 22.5 \text{ C}$$

$$(\text{ALFA } 20 \text{ C}) * (1.024)^{\frac{T - 20}{10}} \quad (c_s - c_2 / 9.2)$$

$$(0.83) * (1.024)^{\frac{22.5 - 20}{10}} \quad (6.7 - 2.0 / 9.2) = 0.449$$

$$TW = 16 \text{ C}$$

$$(0.83) * (1.024)^{\frac{16 - 20}{10}} \quad (7.4 - 2.0) / 9.2 = 0.443$$

* controlan las condiciones de TW = 22.5 C.

$$Hp = (\text{Kg oxígeno} / \text{hr}) / N_o * 0.449$$

$$Hp = (2032 / 24) / (1.59 * 0.449)$$

$$Hp = 119$$

Nivel de potencia:

$$119 \text{ Hp} / 3644 \text{ m}^3 = 0.032 \text{ Hp/m}^3$$

Profundidad del tanque:

$$\text{Profundidad} = 3.5 \text{ m}$$

$$\text{Area} = V/h = 3644 \text{ m}^3 / 3.5 \text{ m}$$

$$\text{Area} = 1041.1 \text{ m}^2$$

Dimensionamiento del tanque:

$$\text{Volúmen} = 3644 \text{ m}^3$$

$$\text{Area} = 1041 \text{ m}^2$$

$$\text{Profundida} = 3.5 \text{ m}$$

Nota: Se recomiendan dos reactores paralelos con las siguientes medidas: 35 metros de largo , 15 metros de ancho y 3.5 metros de profundidad.

CONCLUSIONES

Las constantes cinéticas de remoción orgánica para el diseño de un reactor aerobico de lodos activados se calcularon a traves de un dispositivo experimental.

La parte experimental consistió basicamente de las siguientes fases :

1.- Determinación de :

- a) Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (S.S.V.L.M.).
- b) Demanda química de oxígeno (D.Q.O.).
- c) Relación alimento microorganismo (F/M).
- d) Tiempo medio de retención celular (T.M.R.C.).
- e) Índice volumétrico de lodos (I.V.L.).
- f) Tasa de consumo de oxígeno (T.C.O.).

2.- Determinación de parámetros de control :

- a) Gasto de influente (Q_i).
- b) Gasto de recirculación (Q_r).
- c) Gasto de purga (Q_w).

Para obtener la información necesario se estabilizó el proceso en 30 días, aproximadamente posteriormente la información experimental se recopila en 90 días, para poder calcular las constantes cinéticas por el método de Eckenfelder.

La necesidad de implantar sistemas de tratamiento de agua residual ha tenido mucho auge en los últimos años debido a la problemática del agua y la excesiva contaminación a la que esta expuesta de ahí la importancia de este trabajo.

El reactor diseñado es para un gasto de 187.5 l/s de agua residual con características de industrial media que puede satisfacer la demanda de 350 hectáreas de áreas verdes, para llenado de lagos y áreas recreativas.

También es importante mencionar que un reactor de estas dimensiones puede fácilmente sustituir el agua potable o de pozo que utiliza una planta industrial por agua tratada, y así contribuir a una labor social a la comunidad y subsecuentemente a disminuir costos de operación.

Otras finalidades importantes de este tipo de estudios experimentales es conocer la tratabilidad de diferentes tipos de aguas residuales y el tratamiento más adecuado para las mismas; también dichos estudios son muy útiles para evaluar las eficiencias de plantas de tratamiento ya operando y proponer modificaciones para su optimización.

En lo que corresponde a la parte económica (no siendo el objetivo principal de este estudio) el beneficio que se obtiene al instalar una planta de estas dimensiones es el costo del agua residual tratada en comparación con el costo del agua potable o de pozo es aproximadamente el 50 % mas económica , es decir el precio del agua tratada es de \$ 600.00 pesos metros cubico y la agua potable o de pozo de \$ 1 200.00 pesos el metro cúbico.

ANEXO " A "

ANEXO " A "

OBRAS CONSULTADAS

1.- Benefield L. D. y Randall C.W ; " Biological Process design for Wastewater Treatment " , Mc Graw Hill , 1980.

2.- Eckenfelder W.W., "Water Quality Engineering for Practicing Engineers " , PECDS , Cahners Books , a Division of Cahners Publishing Company , INC , 1970.

3.- Eckenfelder W.W., y Ford D.L., " Water Polution Control , Experimental Procedures for Process Design " , The Pemberton Press. Jenkins Publishing Company. Austin and New York 1970.

4.- Eckenfelder W.W. and McCabe J. , " Process Design of Biological Oxidation Systems for Industrial Waste Treatment ". Waste Treatment , Pergoman Press , London , 1959.

5.- Eckenfelder W.W. , and O'Connors D.J. , " Biological Waste Treatment " . , Pergoman Press , New York , 1961.

6.- EPA , " Manual de metodos para el analisis quimicos de Agua y Desecho " , Cincinnati , Ohio , 1974.

7.- Levenspiel D. " Chemical Reaction Engineering " , ED. John Wiley and Sons, 1972.

8 Métodos Estándar para el Exámen de las Agua y Aguas de Desecho. 14ava Edición , 1970. Editado por. CFWA, AWWA y WPCF.

9 " Proceso de lodos activados y aireación prolongada " . , apuntes del Dr.Fabian Yañes, CEPIS , 1986.

10.- Programa de optimización de plantas de tratamiento de agua residual de la D.G.C.O.H., México D.F., 1986.

11.- Remondt R.S., " introduccion to Wastewater Treatment Processes " . , Academic Press., Inc., 1977.

12.- Schroeder E.D. " Water and Wastewater Treatment " ED. por Mac Hill. Series and Mater Resources and Environmental Engineering , 1977.

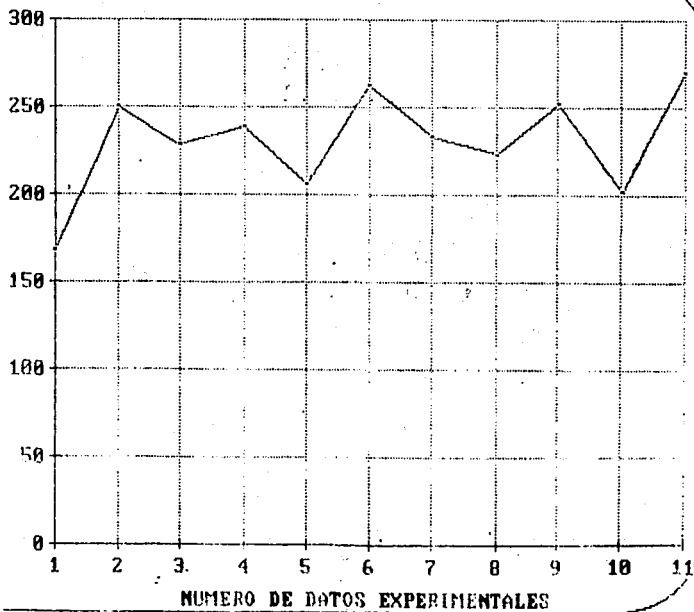
13.- Sundstrom D.W. and Klei H.E., " Wastewater Treatment " Prentice-Hall, Inc. Englewood Cliffs, N.J. 07632. 1979.

14.- " Wastewater Engineering " . , collection , treatment, disposal. Metcalf and Eddy , Inc. Mc Graw Hill , 1972.

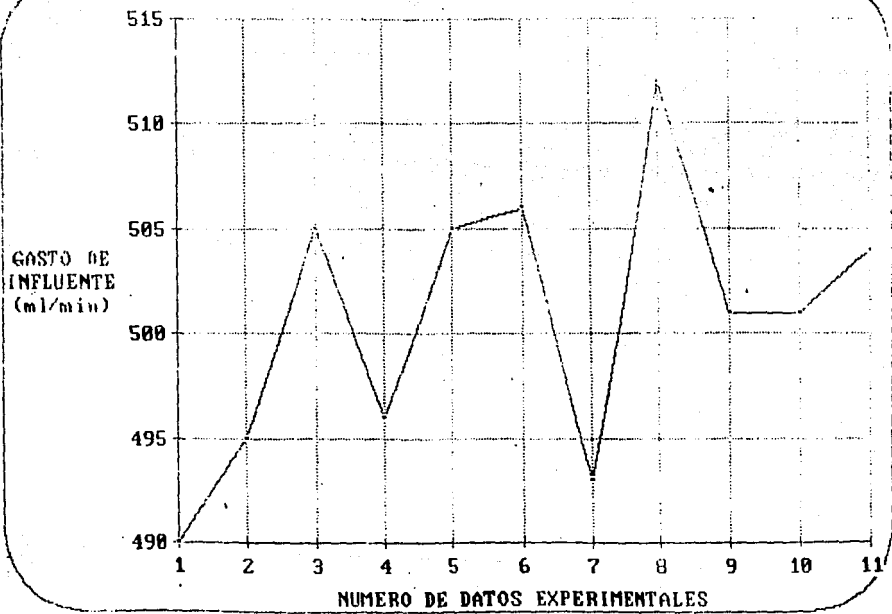
ANEXO " B "

MODULO # 1,2,3.

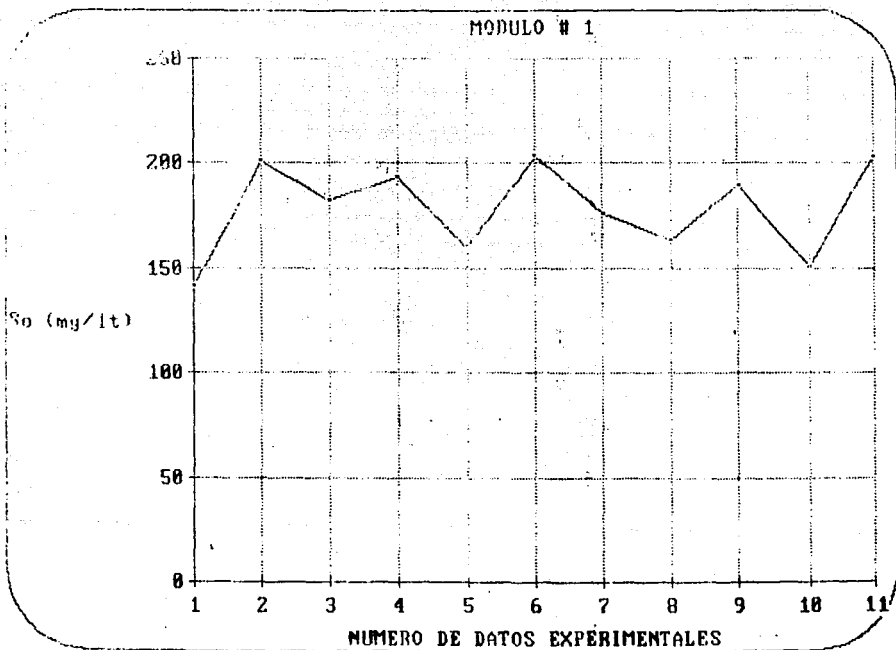
D.Q.O. SOLUBLE
EN EL
INFLUENTE
(mg/lit)



MODULO # 1

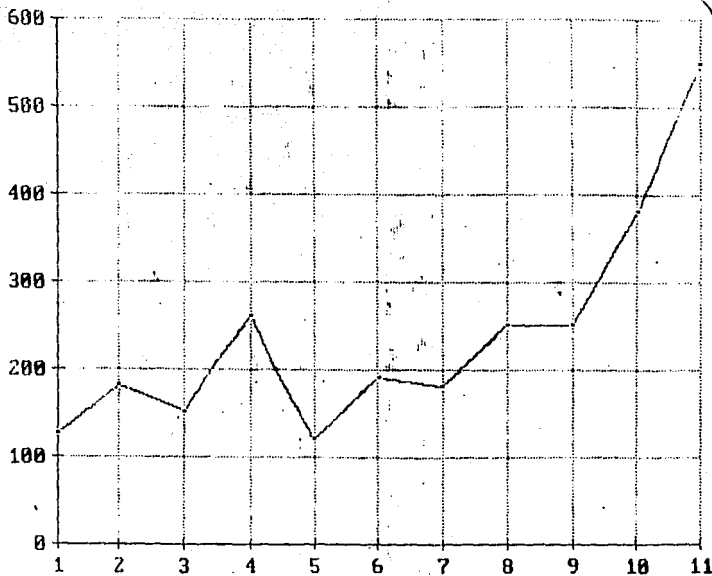


MODULO # 1



MODULO # 1.

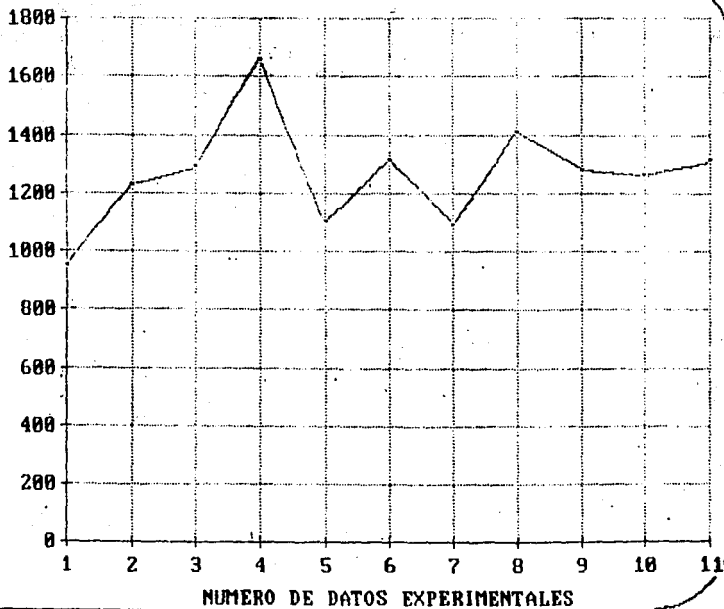
SOLIDOS
SEDIMENTABLES
EN 30 MIN
(mg/lt)



NUMERO DE DATOS EXPERIMENTALES

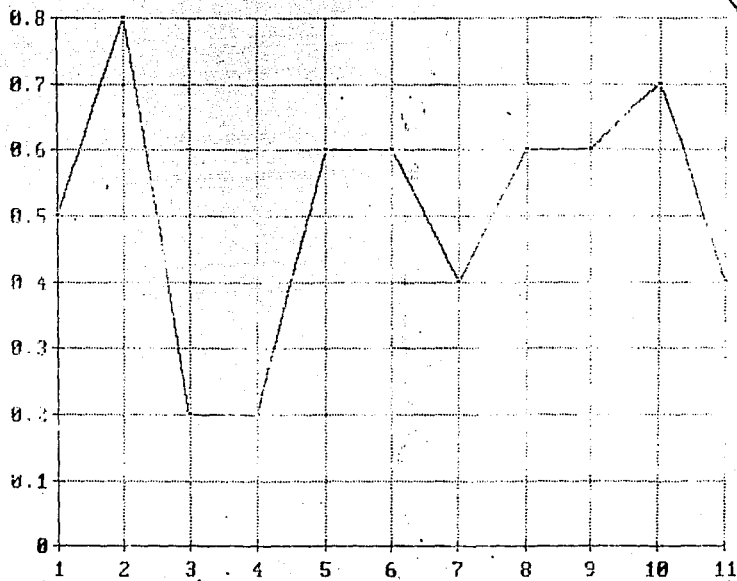
MODULO # 1

SOLIDOS
SUSPENDIDOS
VOLATILES EN
EL LICOR
MEZCLADO
(mg/lit)

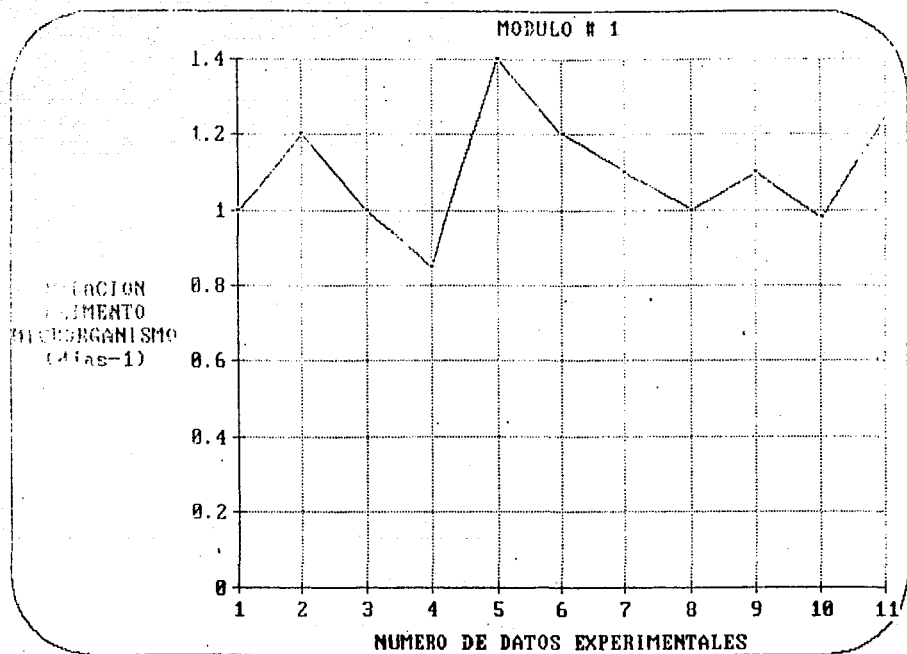


MODULO # 1

TASA DE
CONSUMO DE
OXIGENO
(mg/l.-min)

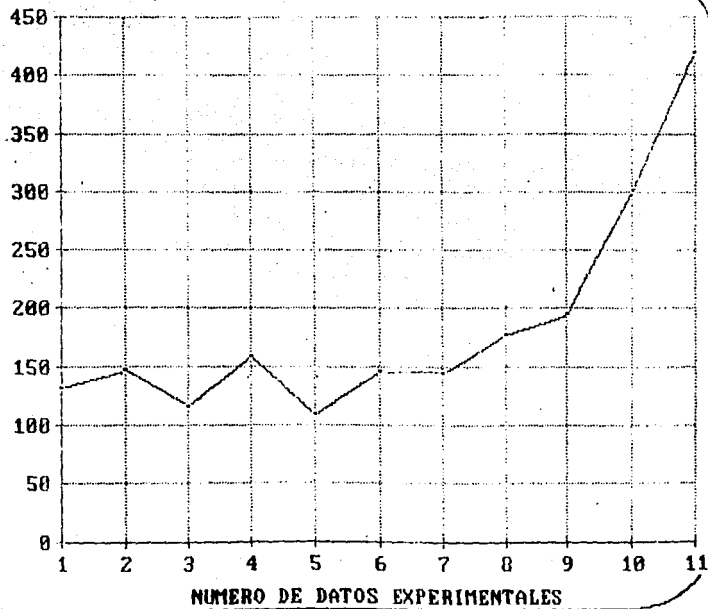


NUMERO DE DATOS EXPERIMENTALES



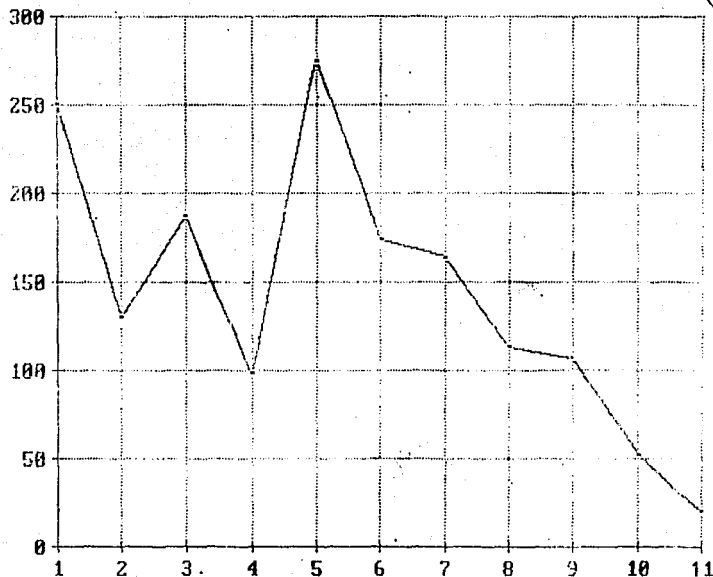
MODULO # 1

INDICE
VOLUMETRICO DE
Lodos



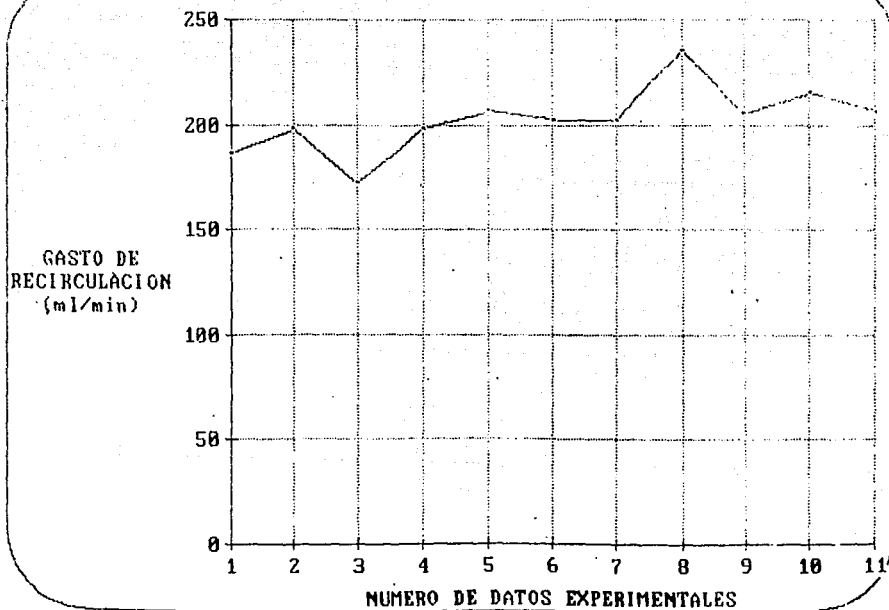
MODULO # 1

VELOCIDAD DE
SEDIMENTACION
DE ZONA
(ml/min)



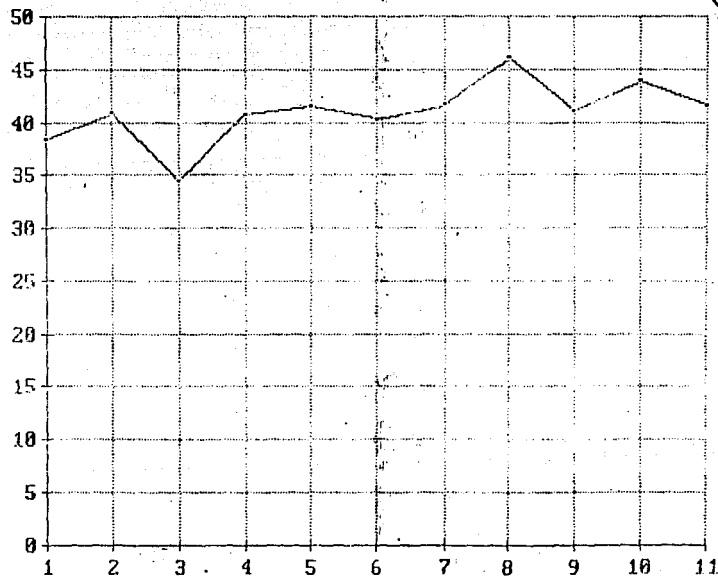
NUMERO DE DATOS EXPERIMENTALES

MODULO # 1



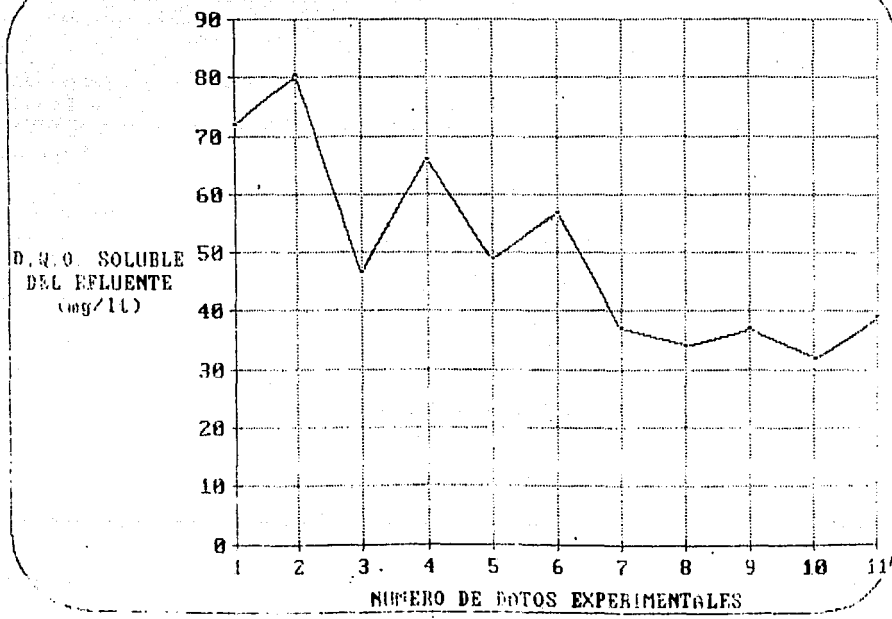
MODULO # 1

RECIRCULACION
(%)



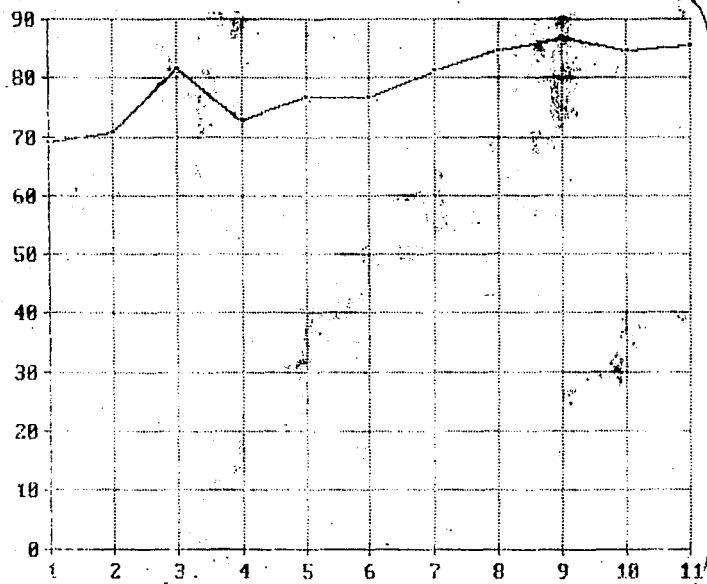
NUMERO DE DATOS EXPERIMENTALES

MODULO # 1



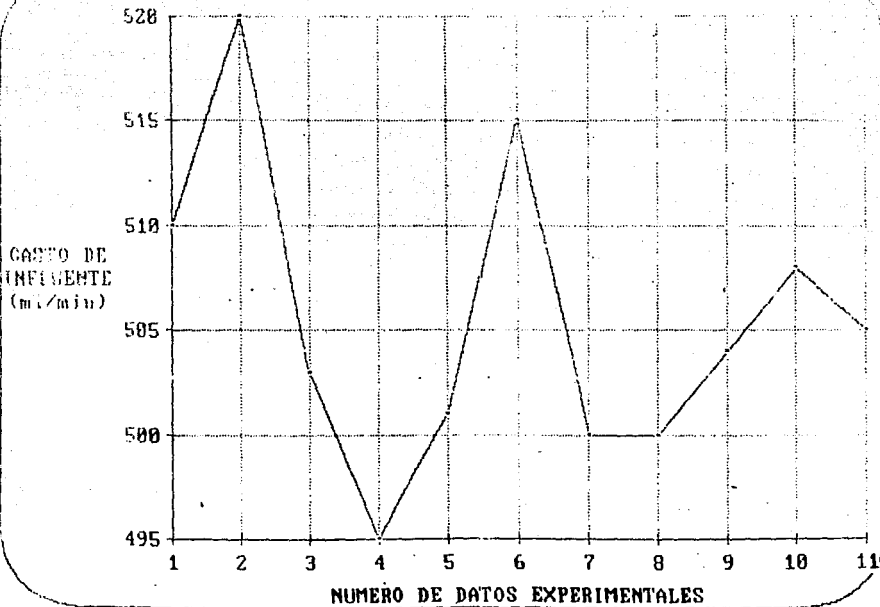
MODULO # 3

O.Q.O. SOLUBLE
EN EL EFLUENTE
(% eficiencia)

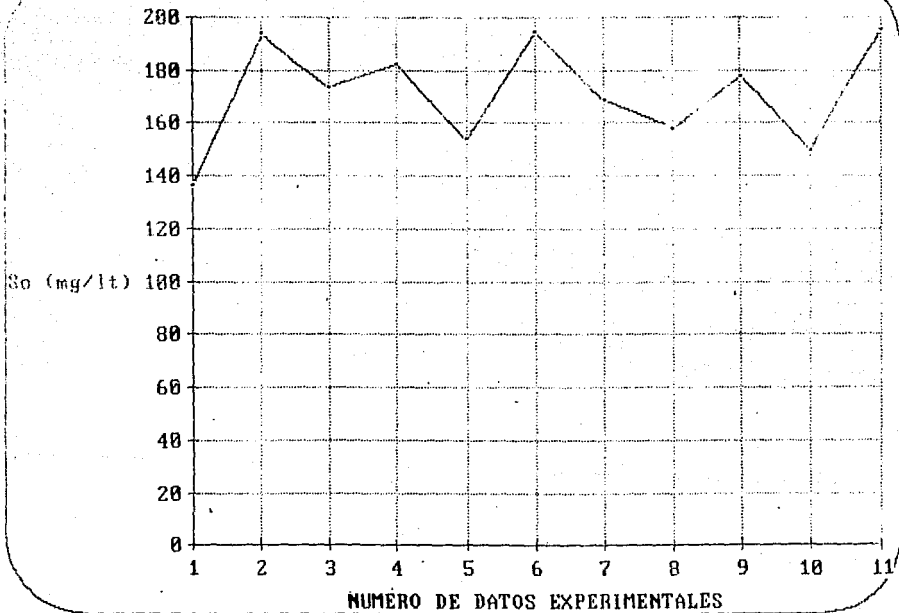


NUMERO DE DATOS EXPERIMENTALES

MODULO # 2

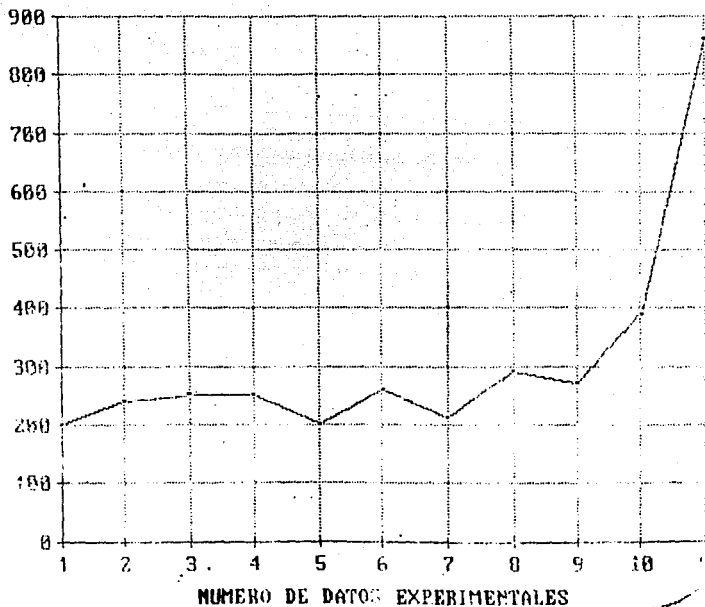


MODULO # 2



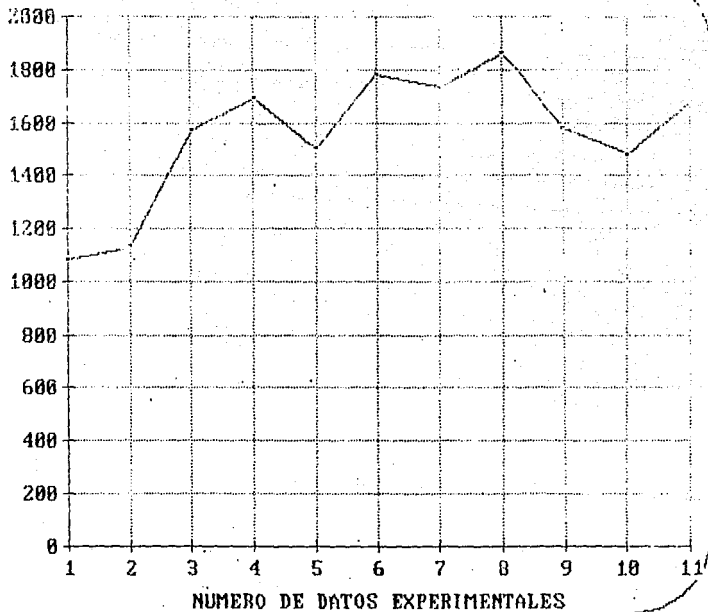
MODULO # 2

SOLIDOS
SEDIMENTABLES
EN 30 MIN
(ml/lit)

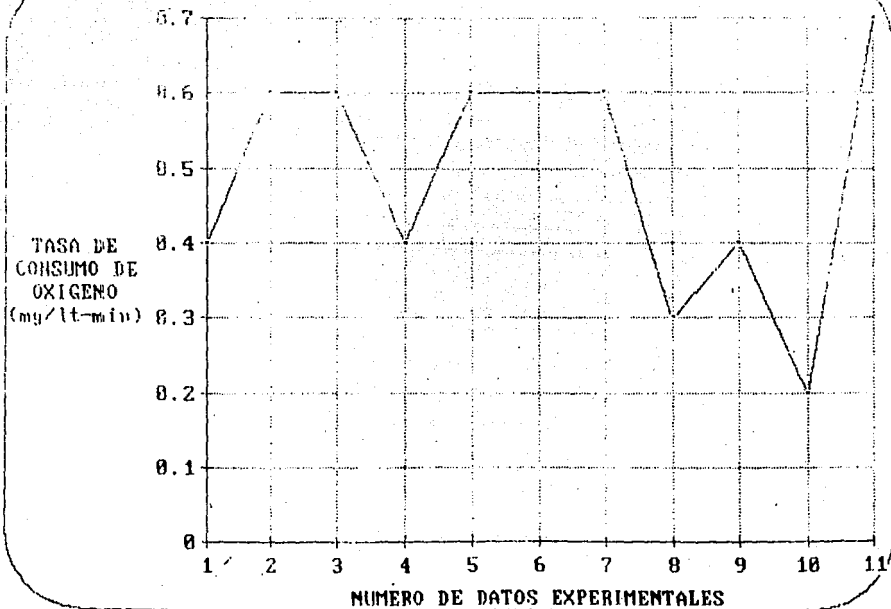


MODULO # 2

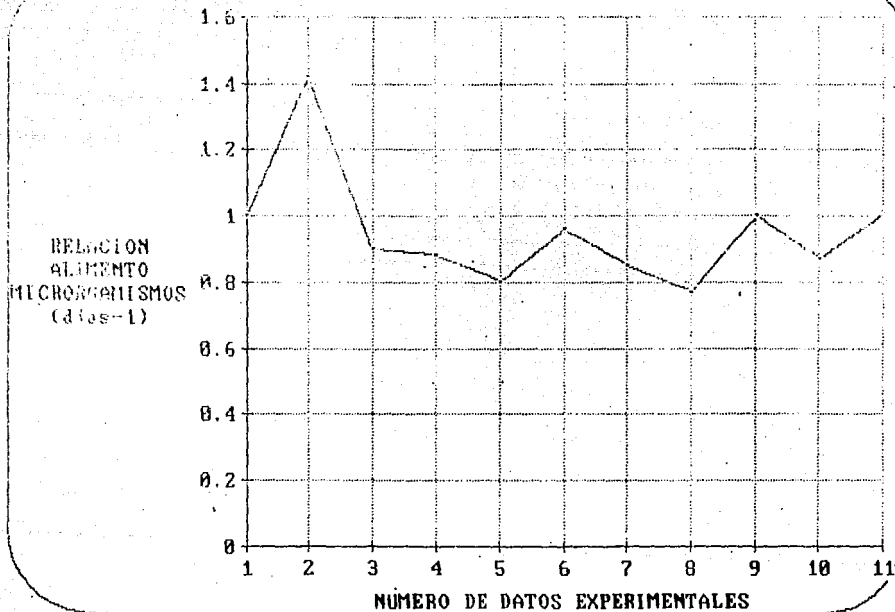
SOLIDOS
SUSPENDIDOS EN
EL LICOR
MEZCLADO
(mg/lit)



MODULO # 2

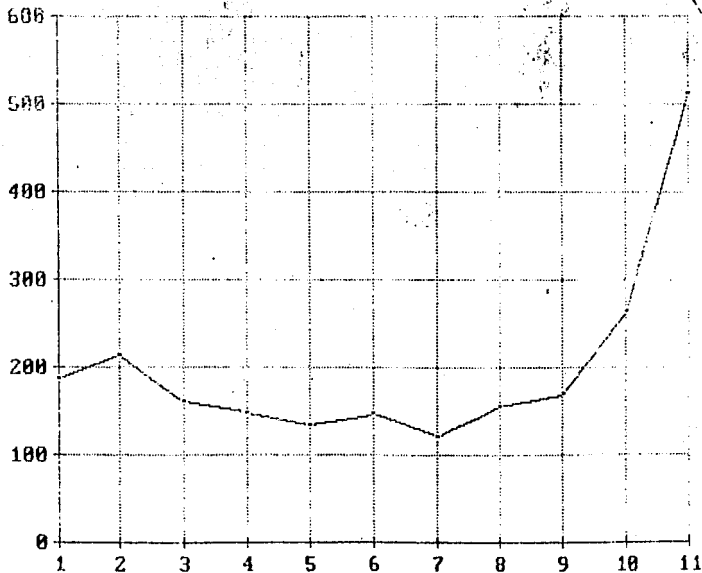


MODULO # 2



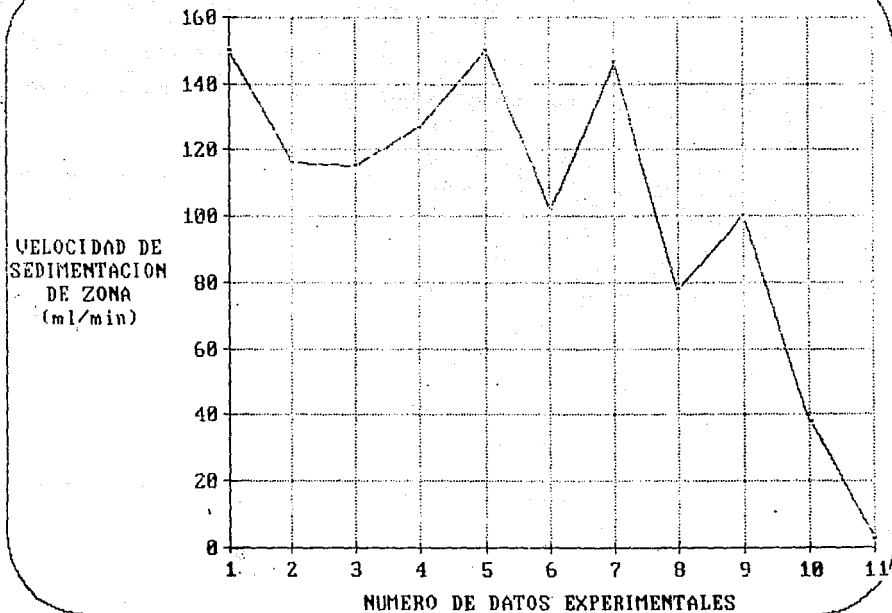
MODULO # 2

INDICE
VOLUMETRICO DE
LGDOS

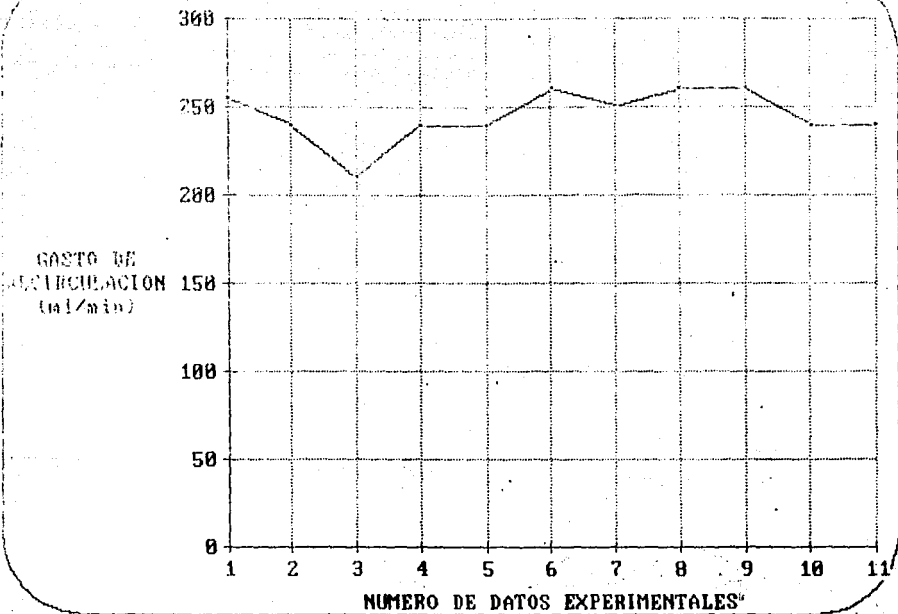


NUMERO DE DATOS EXPERIMENTALES

MODULO # 2

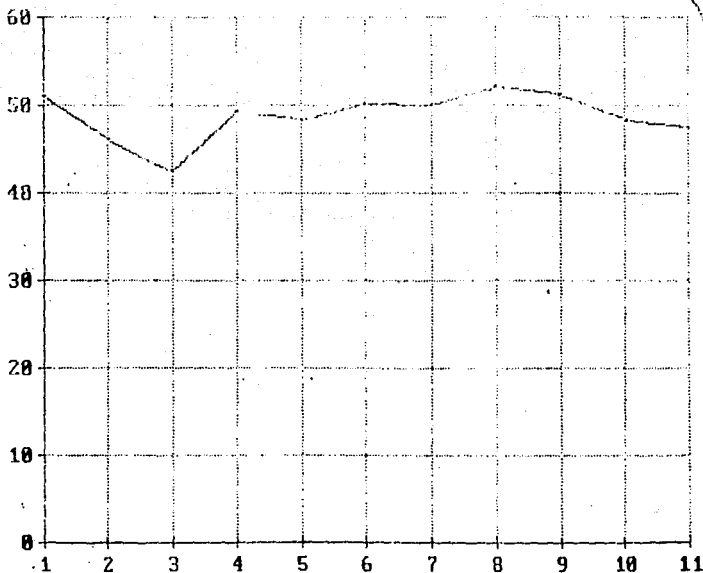


MODULO # 2



MODULO # 2

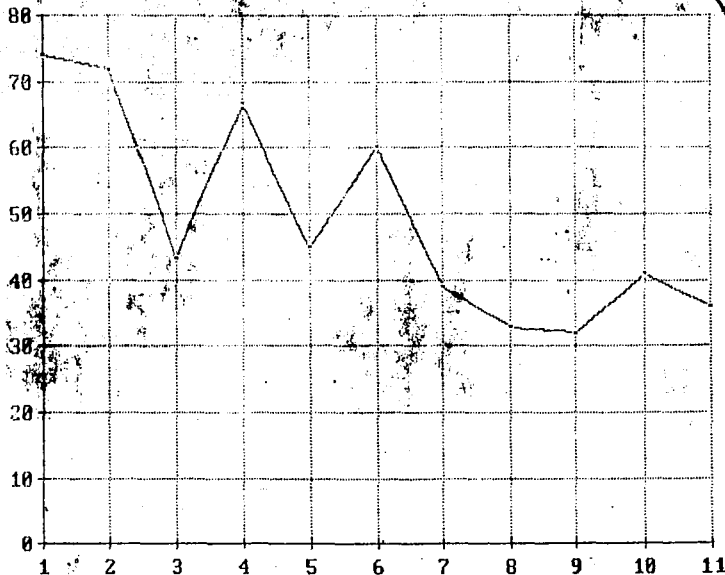
GASTO-DE
RECIRCULACION
(% eficiencia)



NUMERO DE DATOS EXPERIMENTALES

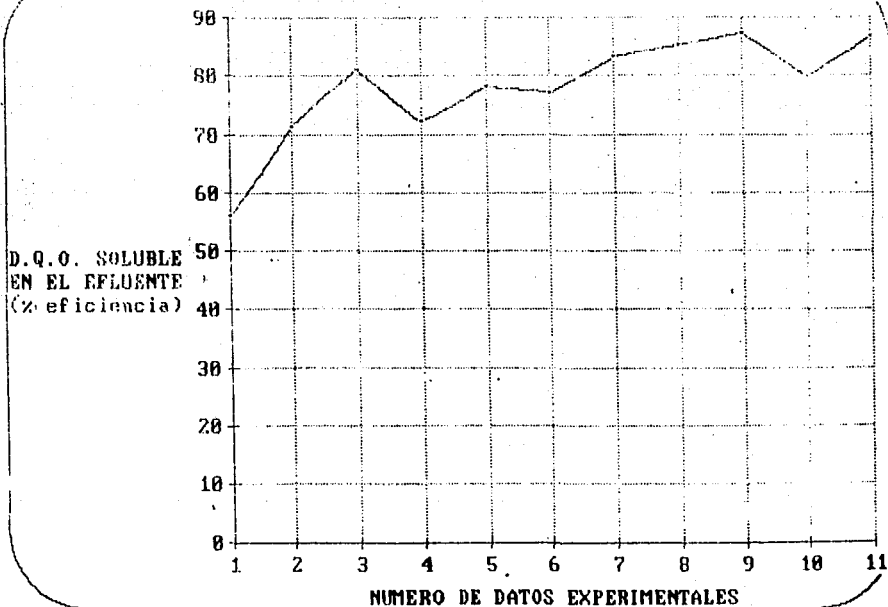
MODULO # 2

D. Q. C. EN EL
EFLUENTE
(mg/l)

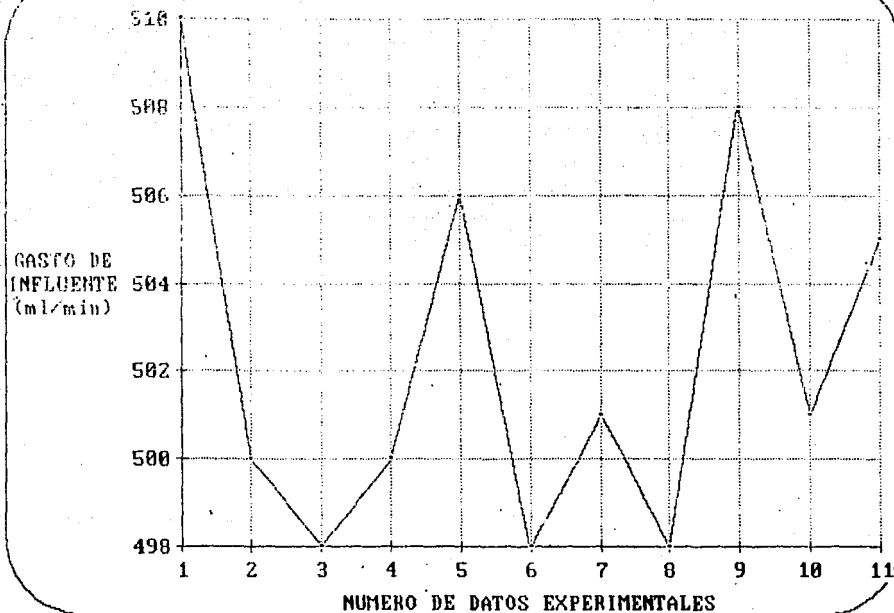


NUMERO DE DATOS EXPERIMENTALES

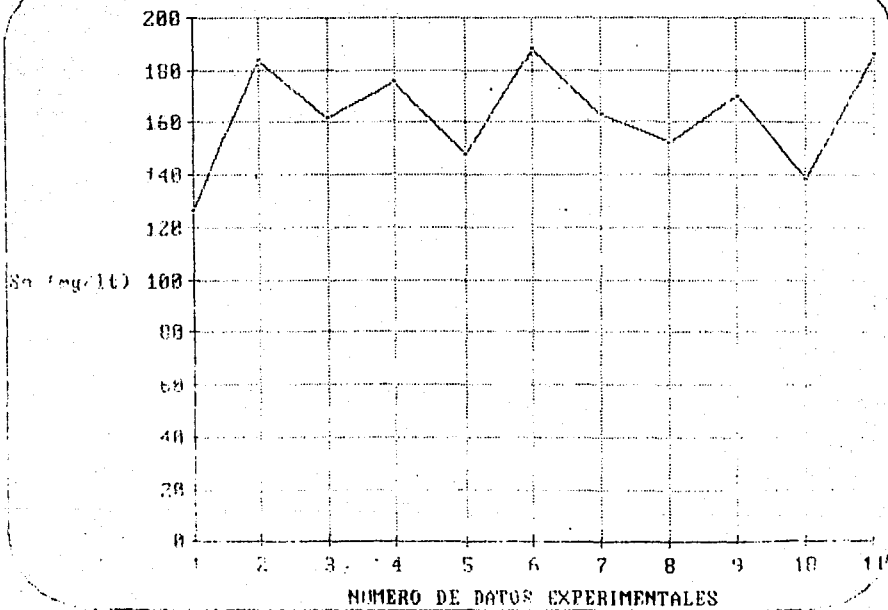
MODULO # 2



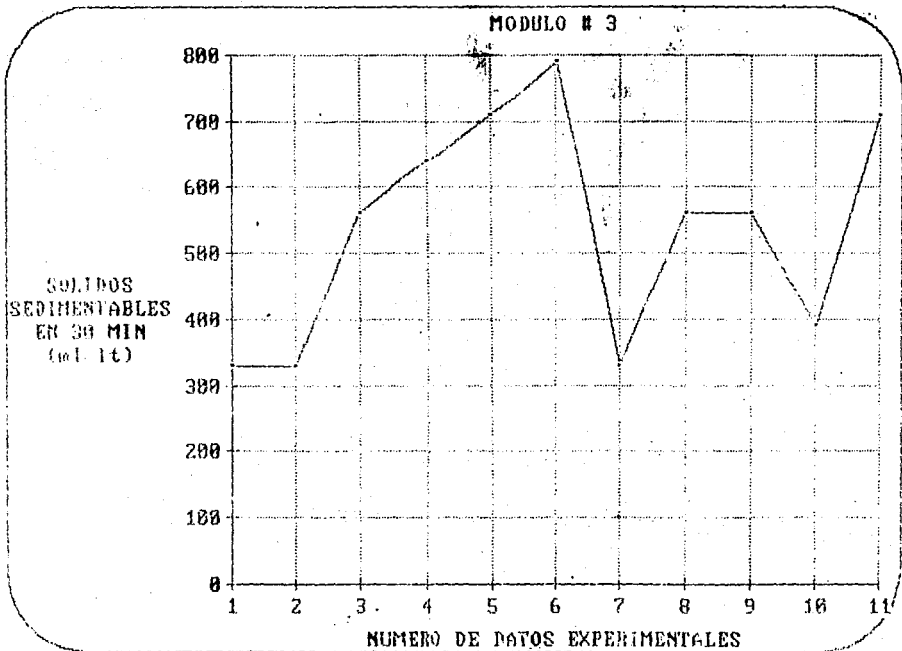
MODULO # 3



MODULO # 3.

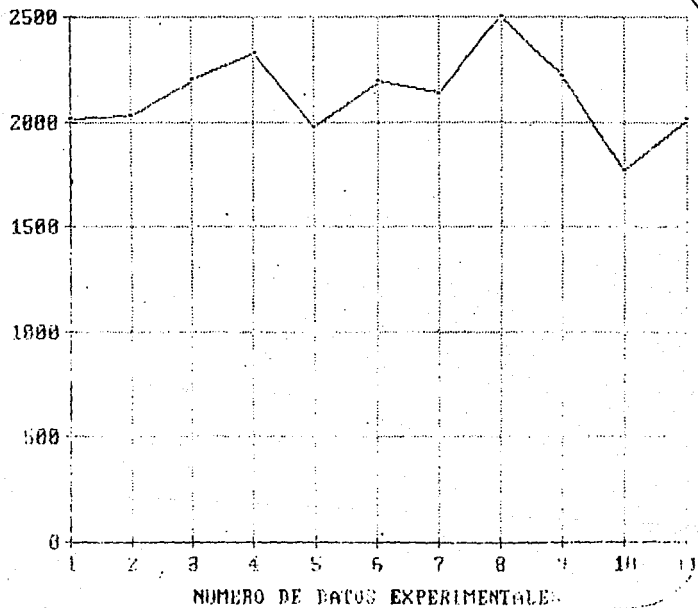


ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

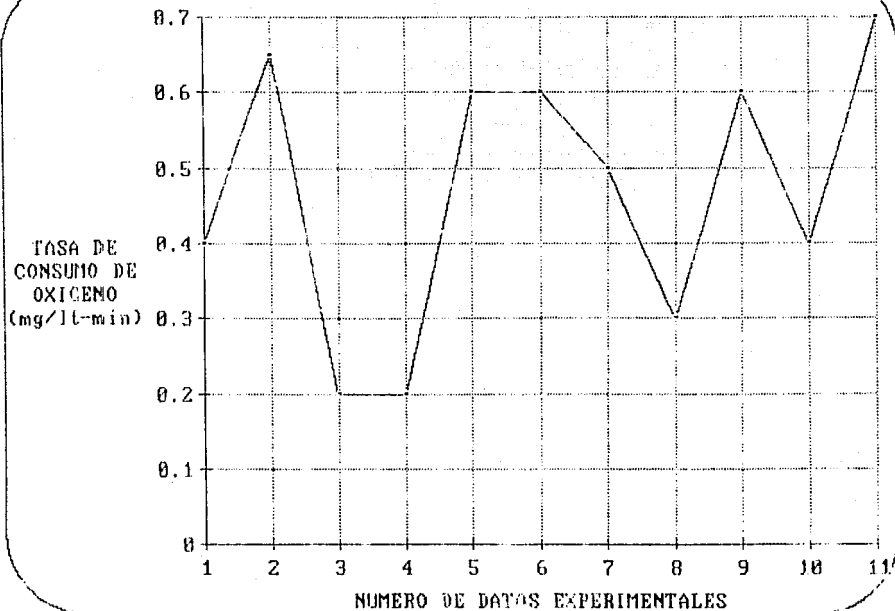


MODULO # 3

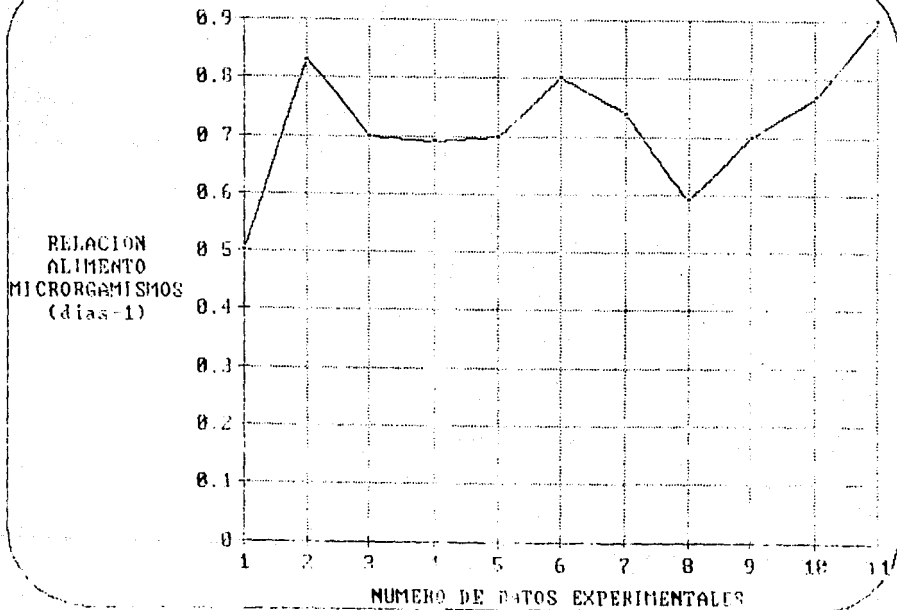
SOLIDOS
SUSPENDIDOS EN
EL LICOR
MEZCLADO
(mg/l)



MODULO # 3

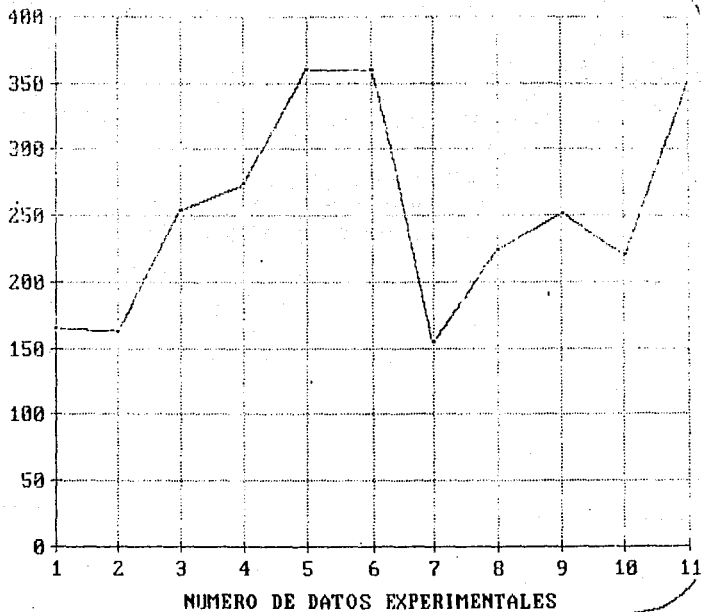


MODULO # 3



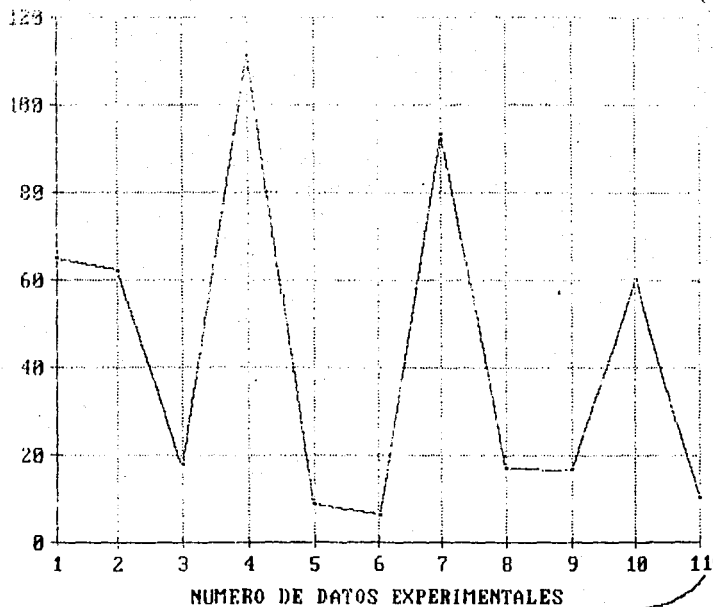
MODULO # 3

INDICE
VOLUMETRICO DE
LOBOS

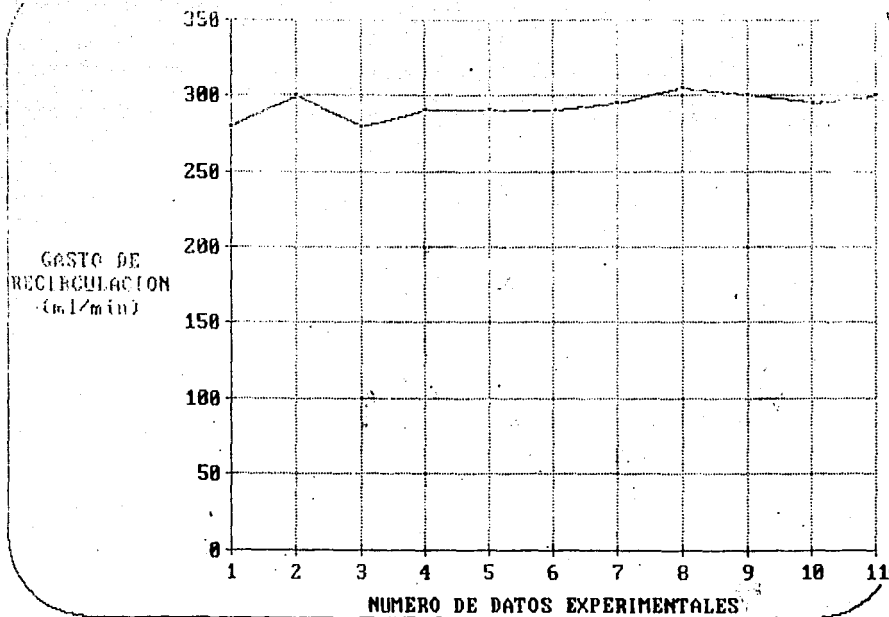


MODELO # 3

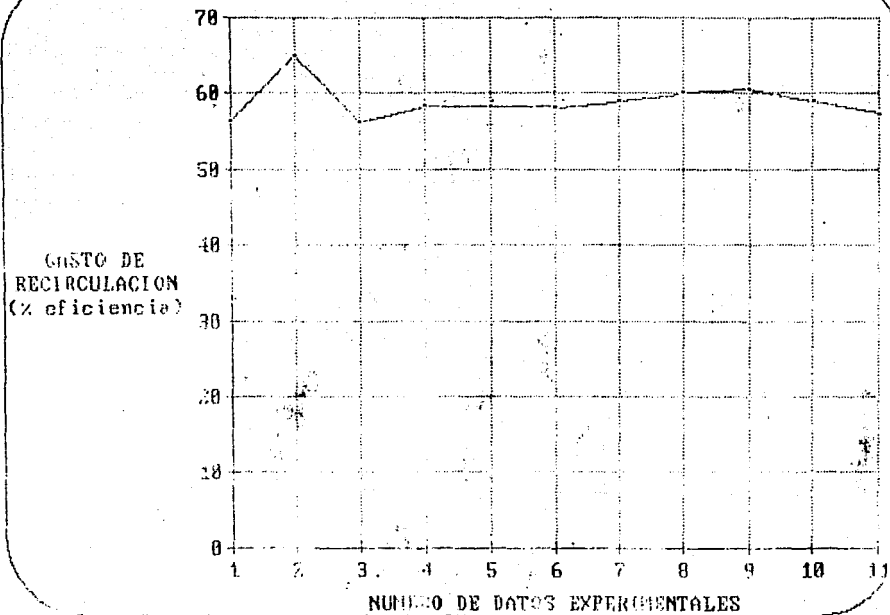
VELOCIDAD DE
SEDIMENTACION
DE ZONA
(ml/min)



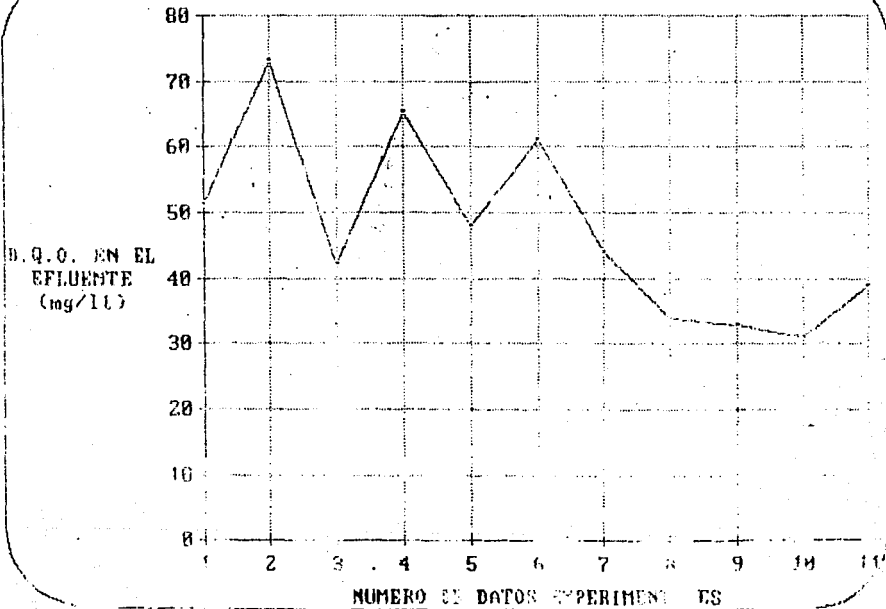
MODULO # 3



MODULO # 3

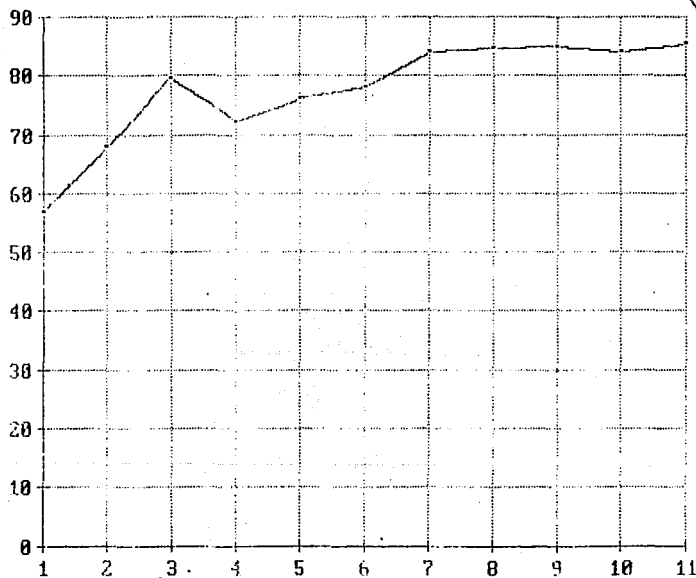


MODULO # 3



MODULO # 1

D.Q.O. SOLUBLE
EN EL AFLUENTE
(% eficiencia)



NUMERO DE DATOS EXPERIMENTALES