

Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA



56

Reactores Biologicos en Sistemas de
Tratamiento de Efluentes

TESIS PROFESIONAL

María Alma Garcia Morales

INGENIERO QUIMICO

México, D. F.

1978



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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 esta 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.

46 182



JURADO :

PRESIDENTE: PROFR.EDUARDO ROJO Y DE REGIL
VOCAL: PROFR.JAIME NORIEGA BERNECHEA
SECRETARIO: PROFR.ANTONIO FRIAS MENDOZA
PRIMER SUPLENTE: PROFR.JOSE FRANCISCO GUERRA RECASENS
SEGUNDO SUPLENTE: PROFR.JORGE RAMIREZ SOLIS

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

FACULTAD DE QUIMICA E INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO

SUSTENTANTE:

MARIA ALMA GARCIA MORALES.

ASESOR DEL TEMA:

M.en C. ANTONIO FRIAS MENDOZA

A mis Padres

Con mi más grande cariño y profundo agradecimiento por siempre, les doy las gracias por haberme dado - la vida, que a su lado ha sido hermosa. y con sus - sabios consejos me han ayudado a llegar con éxito - al final de mis estudios y ahora en mi nuevo camino espero lleguen a sentirse orgullosos de mí, como yo lo estoy de ellos.

A mi hermano Marco Antonio

Con mi más profundo agradecimiento por
la paciencia con que me ayudó en los -
momentos más difíciles de mi carrera y
con mi más grande admiración por su -
inteligencia y profundos conocimientos.

A mis hermanas Patricia y Andrea
En quienes he encontrado siempre
cariño y comprensión.

Al Ingeniero Antonio Frías Mendoza

Con mi agradecimiento por el apoyo moral y
valiosa amistad que me ha brindado y quien
con sus amplios conocimientos y ejemplo me
ha enseñado a valorar los conocimientos -
adquiridos.

A mis Maestros

De quienes aprendí a conocer el valor
que tiene el superarse en la vida.

I N D I C E

	Páginas
I.- INTRODUCCION.....	1
II.- GENERALIDADES.....	3
III.- MODELOS CINETICOS.....	27
IV.- ECUACIONES DE DISEÑO.....	51
V.- COSTOS.....	66
VI.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	70
VII.- TABLAS Y GRAFICAS.....	75
VIII.- BIBLIOGRAFIA.....	94

I N T R O D U C C I O N
=====

La humanidad está atravesando por una seria crisis de contaminación que afecta a los elementos primordiales para la vida humana: aire, agua, tierra.

A raíz de los adelantos científicos y mejoramiento de las técnicas para la transformación de las materias primas, comenzaron a crearse fábricas que por una parte simplificaron el trabajo humano, pero por otra, empezaron a contaminar el ambiente.

En este trabajo, la atención está dirigida al control de la contaminación del agua, debido a que tanto los desechos urbanos como los de los procesos, son arrojados a las fuentes abastecedoras de agua para las ciudades.

Por otra parte, las aguas de las ciudades se han visto afectadas debido a que como consecuencia inmediata del incremento de la población, se ha aumentado proporcionalmente la contaminación debido a las necesidades de ésta para subsistir.

Con el fin de aliviar un poco la contaminación de las aguas, se han creado los procesos de tratamiento biológico, dentro de los cuales encontramos que el Reactor Biológico es el corazón de dichos procesos, pues es en ellos donde se llevan a cabo las reacciones de oxidación que es la parte primordial de estos sistemas, la cual realizan los microorganismos, en la que se convierten los compuestos orgánicos solubles en agua, en compuestos orgánicos insolubles en agua, para ser eliminados por diferentes métodos.

Por lo tanto, el objetivo de este trabajo se encuentra encaminado a mostrar los diferentes tipos de reactores utilizados para realizar lo anteriormente expuesto, así como la selección y diseño del tipo apropiado de reac-

tor para un proceso dado, dependiendo de las características y del uso que se le vaya a dar al efluente deseado, lo cual involucra el tipo de microorganismos utilizados para realizar la degradación de los materiales de desecho, cinética del crecimiento de estos microorganismos, control de las características ambientales, como la temperatura, materiales de construcción y uno de los aspectos de mayor importancia que son los costos.

II.- GENERALIDADES

En el tratamiento biológico de aguas de desecho, los objetivos son — coagular y eliminar los sólidos coloidales no fijos y estabilizar la materia orgánica, debido a lo cual se usa a menudo en la industria.

Dependiendo del proceso y de las condiciones de operación, los métodos biológicos eliminarán de 40-95% de la demanda biológica de oxígeno en aguas de desecho. (32, 29)

La eliminación efectiva de contaminantes por microorganismos depende de la facilidad que tengan estos para absorber y metabolizar los contaminantes, del crecimiento dinámico del cultivo, tiempo de contacto entre microorganismos, contaminantes y condiciones ambientales, incluyendo la temperatura, disponibilidad de nutrientes y régimen de mezclado. (32, 10)

Para determinar la cantidad aproximada de oxígeno requerido para estabilizar biológicamente la materia orgánica presente, se utiliza, por ser significativa en el tratamiento de agua y en la dirección de la calidad de la misma, el DBO que es una medida de la cantidad de oxígeno necesario para oxidar bioquímicamente el material de desecho presente en el agua.

En cuanto a la descomposición de la materia orgánica se debe controlar el ambiente de microorganismos, ya que la descomposición de los desechos es acelerada, teniendo un efecto substancial en el funcionamiento del proceso, el grado de contacto entre los microorganismos y las aguas de desecho, consistiendo el tratamiento biológico en controlar el ambiente re—

querido para el crecimiento óptimo de los microorganismos, dependiendo del tipo de desecho. (10, 32)

El pH de la solución es un factor clave en el crecimiento de los organismos y el óptimo para el crecimiento, generalmente se encuentra entre 6.5 y 7.5; un cambio brusco de éste puede retardar la actividad biológica, pues los microorganismos reaccionan adversamente a cambios bruscos en el ambiente. (29, 32)

La dependencia de la temperatura en la constante de velocidad de la reacción biológica es muy importante para señalar la eficiencia total de un proceso de tratamiento biológico. La temperatura no influencia las actividades metabólicas de la población microbiana, sino que también tiene un profundo efecto en factores como son las velocidades de transferencia y las características de sedimentación de los sólidos biológicos.

La forma como afecta la temperatura a la velocidad de la reacción de un proceso biológico usualmente se expresa de la siguiente manera:

$$\frac{K_T}{K_{20}} = \theta^{(T - 20)}$$

donde:

K_T = Velocidad de la reacción a $T^\circ\text{C}$

K_{20} = Velocidad de la reacción a 20°C

θ = Coeficiente de actividad de la temperatura

T = Temperatura $^\circ\text{C}$

Se ha observado que la velocidad de la reacción para microorganismos-

se eleva con el incremento de la temperatura, aumentando el doble por cada 10°C de ascenso en la temperatura. Los diseños prácticos de las unidades de tratamiento biológico se limitan al rango de 35 a 100°F, siendo preferible para una operación eficiente, un rango de temperatura de 70 a 95°F. — (29,32,50)

Los elementos más importantes para la síntesis y decaimiento de la materia orgánica son: Nitrogeno, Fósforo, Azufre y trazas de elementos como Potasio, Calcio, Magnesio, Hierro, Manganeseo, Zinc y Cobalto. (29,32)

La reacción de bioconversión se puede expresar de la siguiente manera: Material soluble convertible en DBO + O₂ Microorganismos → Material carbónico insoluble + CO₂ + H₂O + microorganismos + energía.

La reacción anterior requiere que:

- a) El substrato sea degradable y no tóxico.
- b) Esté presente una fuente de oxígeno disuelto.
- c) Los microorganismos presentes sean capaces de metabolizar el desecho
- d) Estén presentes trazas de nutrientes biológicos (35)

Una fuente de alimentación para el proceso de bioconversión, es el desecho generado en las áreas urbanas, donde el papel constituye del 40 al 45%; 20 a 25%, los de comida y mejoramiento del terreno; representando la fuente primaria de material de alimentación para el proceso, los carbohidratos en papel, grasas, levaduras y otros materiales celulósicos. (39)

La perturbación del proceso de purificación del agua de desecho, depende de la renovación de la población viable, siendo más importante el uso del substrato, o sea la purificación del agua de desecho, que la velocidad de multiplicación de las células, entonces la velocidad de eliminación del substrato, depende principalmente del número total de células metabólicamente activas presentes.

Se ha visto que se puede eliminar más fácilmente el substrato, si está presente el nitrógeno. Esta capacidad en sistemas, operando bajo limitaciones más severas de nitrógeno, se puede mejorar aumentando la velocidad de crecimiento, o sea, aumentando el tiempo de retención. (20)

La masa activa de sólidos, es el parámetro de control preferido para el tratamiento biológico, por su relación con otras variables, requiriéndose así un trabajo mínimo para las mediciones de laboratorio. (21)

La velocidad de reacción, depende de las concentraciones de la alimentación y de la masa biológica, mejorándose por la formación de masa biológica adicional, al igual que la calidad del efluente, depende de la concentración de microorganismos, tiempo de residencia, cantidad suficiente de nutrientes y de la presencia del oxígeno disuelto. (27)

La oxidación bioquímica, generalmente hablando, es un proceso unitario que convierte los compuestos orgánicos solubles en agua, en compuestos orgánicos insolubles en agua. Esta es la acción de los microorganismos que causan oxidación de la mayoría de los compuestos químico-orgánicos disueltos, haciéndolos sólidos insolubles que pueden entonces eliminarse por una

gran variedad de caminos. (10, 35)

Los desechos son alimentados a los microorganismos con aire u oxígeno en el tanque de aereación turbulentamente mezclado, los desechos solubles son metabolizados y producen más microorganismos por medio de la reproducción. (35)

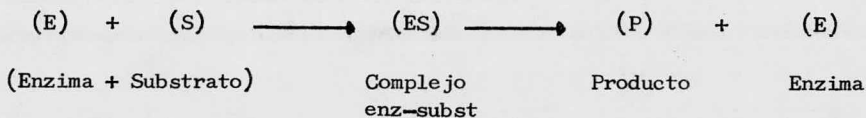
La recirculación de sólidos biológicos del clarificador al reactor, — generalmente aumenta la concentración de células, pero también diluye el — substrato y baja el tiempo de residencia. Así que la recirculación de microorganismos no siempre beneficia el funcionamiento. (27, 55)

Siendo las bacterias los microorganismos que más se presentan para el tratamiento biológico de aguas de desecho y cuyo papel principal es descomponer la materia orgánica para producir otros microorganismos vivientes en el menor tiempo posible, aunque muchos otros microorganismos también toman parte en la estabilización de los desechos orgánicos (10, 32), dependiendo su población de la concentración y del volumen de aereación. (50)

Lo esencial para las reacciones que se presentan en el tratamiento — biológico de agua de desecho, es la acción de las enzimas que son catalizadores orgánicos producidos por la célula viviente; son proteínas combinadas con una molécula inorgánica, o con una molécula orgánica de bajo peso molecular. Como catalizadores tienen la capacidad de incrementar la rapidez de las reacciones químicas, sin alterarse.

Las enzimas son conocidas por su alto grado de conversión de substra-

to a productos y por su alto grado de especificidad. Una reacción de este tipo es:



La actividad de las enzimas se ve afectada por el pH, la temperatura y por la concentración del substrato. Cada enzima tiene su óptimo de temperatura y pH: El óptimo para la mayoría de las enzimas está entre 30 y 80°C. La razón para esto es que a temperaturas más altas, las enzimas son inactivadas. Las reacciones de activación y desactivación se pueden representar por el tipo de la relación de Arrhenius, es decir,

$$k = A \exp \left(-H/RT \right)$$

donde:

k = constante de velocidad de reacción

H = Energía de Activación

R = Constante de la ley de los gases

T = Temperatura absoluta

A = Constante de Arrhenius

El pH tiene un efecto muy pronunciado en la actividad de las enzimas.

Bajo condiciones constantes, la actividad de una enzima decae exponencialmente, es decir:

$$\frac{dE}{dt} = -k_E E$$

donde:

k_E = Constante de decaimiento de la enzima

E = Concentración de la enzima activa ó actividad

t = Tiempo

El valor de k_E depende mucho de la temperatura, pH y concentración de las impurezas (22,52)

Los envases o tanques en los cuales se llevan a cabo reacciones biológicas, se llaman comunmente Reactores o Bio-Reactores, que son el corazón del proceso. (32-43)

Los reactores biológicos utilizan capas de microorganismos que se espera expongan varias ventajas en los usos del crecimiento. Las velocidades de utilización del substrato por unidad de volumen del reactor son generalmente altas. (24)

Antes de la discusión cinética, es conveniente considerar la naturaleza de los reactores, especialmente con respecto al flujo.

Los cuatro tipos de reactores usados para el tratamiento biológico de desecho, son clasificados con respecto a sus características de flujo hidráulico como:

- 1.- Batch
- 2.- Flujo fijo
- 3.- Completamente mezclado, también conocido como un reactor o tanque agitado con flujo continuo.
- 4.- Flujo arbitrario.

En términos de flujo, el Reactor Batch se caracteriza porque ni el — flujo que entra, ni el que sale, tiene una base continua. Arbitrariamente, el flujo está a cualquier grado de mezclado parcial entre el flujo fijo y el completamente mezclado:

En el flujo fijo, las partículas pasan a través del tanque y se descargan en la misma secuencia con que entraron; éstas permanecen en el tanque por un tiempo igual al tiempo de retención teórico.

Este tipo de flujo es aproximado en tanques grandes con una gran relación de longitud a ancho, en los cuales la dispersión longitudinal está ausente.

Las partículas se pueden aumentar por medio de la recirculación, siendo el verdadero sistema de recirculación de flujo fijo teóricamente más eficiente en la estabilización del desecho más soluble, que en un sistema completamente mezclado. En la práctica, un verdadero régimen de flujo fijo es difícil de obtener por la dispersión longitudinal. (32)

El proceso batch cíclico, se puede considerar como una variación del proceso de cultivo continuo; muchos procesos y experimentos se han operado de esta forma, a menudo por razones prácticas que trae dificultades de mantenimiento a alimentaciones continuas en gastos bajos.

La situación de flujo fijo unidimensional sin difusión en dirección del flujo, es análoga al cultivo batch. El proceso de flujo fijo con recirculación, es análogo al sistema batch cíclico, en donde se tiene que el —

proceso va a ser más efectivo a tiempos altos de retención. (54)

El completamente mezclado, ocurre cuando las partículas entran al tanque y son inmediatamente dispersadas, saliendo éstas en proporción a su población estadística.

El mezclado completo se puede efectuar en tanques redondos o cuadrados si el contenido del tanque es uniforme y continuamente redistribuido.

En el tratamiento matemático de los procesos unitarios químicos y biológicos llevados a cabo, los modelos que usualmente se usan son el de flujo fijo ideal y el flujo continuamente mezclado, por facilidad; la discusión se trata sólo con las características hidráulicas de los diferentes reactores.

Completamente Mezclado con Recirculación Celular.— En este sistema el contenido del reactor está completamente mezclado y se considera que no hay microorganismos en el desecho de entrada. El sistema contiene una unidad de sedimentación en la cual las células procedentes del reactor son sedimentadas y entonces regresadas al reactor. Debido a la presencia de esta unidad de sedimentación, se pueden hacer dos consideraciones adicionales en el desarrollo del modelo cinético para este sistema.

- 1) La estabilización del desecho por los microorganismos, ocurre sólo en la unidad del reactor. Esta consideración nos lleva a un modelo conservativo.
- 2) El volumen usado en el cálculo del tiempo de residencia esperado—

para el sistema, incluye sólo el volumen de la unidad del reactor. El tanque de sedimentación se considera como un depósito del cual los sólidos regresan para mantener un nivel dado en el tanque de aereación.

Si el sistema es tal que estas consideraciones no se llevan a cabo, entonces, el modelo se modifica. (32)

La operación al estado estable de Reactores Completamente Mezclados, para crecimiento de poblaciones microbianas heterogéneas, como en el proceso de lodos activados, es más difícil de obtener manteniendo una relación de recirculación constante de lodos, que las ecuaciones donde el dispositivo en el cual la concentración de células en recirculación es constante, en lugar de la relación de recirculación. (42)

El tipo de sistema completamente mezclado es de gran uso, en él la alimentación del agua efluente y los microorganismos recirculados, son distribuidos de tal manera que la concentración de materiales biodegradables y microorganismos, son uniformes a través del basín. El sistema opera eficientemente, particularmente en aplicaciones industriales donde el agua efluente contiene concentraciones de materiales orgánicos, los cuales son tóxicos. (50)

Una comparación de la eficiencia de dos tipos de reactores continuos, el reactor de lecho empacado y el tanque reactor agitado alimentado continuamente, pueden estar sujetos a las siguientes condiciones:

- 1) Las condiciones de flujo son ideales, esto es, condiciones de flujo fijo en un reactor de lecho empacado y mezclado ideal en el — agitado.
- 2) La reacción no está difusionalmente limitada en el reactor, así — que los datos cinéticos disponibles describen la velocidad de la — reacción.
- 3) Los reactores son operados isotérmicamente.
- 4) El sustrato (s) y producto (s) son estables.

En la mayoría de los sistemas catalizados, la cinética de la reacción favorecerá el uso de un reactor de lecho empacado de flujo fijo, sobre el — de un reactor ideal agitado, continuamente alimentado; una excepción es el caso de las reacciones de enzimas de sustrato inhibido, donde a altas con — centraciones de sustrato, un reactor agitado alimentado continuamente, — puede ser más eficiente que un reactor de lecho empacado. (38)

En la investigación de las velocidades de crecimiento a bajos niveles de sustrato, se aplica el cultivo de volumen variable, cuyos sistemas de — bio-reactor se pueden usar también para obtener condiciones dinámicas con — troladas. Los fermentadores de alimentación batch y el tanque reactor de — volumen constante y sustrato continuo limitado, se consideran como conti — nuos.

La operación de volumen variable se designa con respecto al tiempo, como en el reactor de alimentación batch o un bio-reactor con entrada y salida —

de gastos volumétricos desiguales. En el sistema de (tanque reactor de volumen constante y sustrato continuo limitado), los gastos volumétricos de entrada y salida son iguales y mantienen constante el volumen del líquido del bio-reactor.

Durante la aproximación a la operación de estado estable, la cual se realiza generalmente después de los transitorios del principio, las concentraciones de sustrato se ajustan por sí mismas, así que la velocidad de producción de la biomasa en el fermentador, se balancea exactamente por la velocidad de desgaste y ya bajo estas condiciones, la velocidad específica de crecimiento es igual a la velocidad de dilución y se puede mantener constante, al menos en teoría, proveyendo así este sistema una útil herramienta de investigación de cultivos microbianos, a varias velocidades específicas de crecimiento. (13)

Los sistemas de reactor basados en lechos Fluidizados Cónicos, se han desarrollado para bioprocesos acuosos, en los cuales se adhieren los microorganismos o fracciones biológicas activas inmovilizadas que se usan, previniendo el incremento de la biomasa lo cual facilita el proceso. El reactor cónico tiende a estabilizar el lecho fluidizado, con lo que se permite un rango mucho más amplio de las condiciones de operación. La estabilidad del lecho está asociada con la disminución de la velocidad y la caída de presión en el lecho, disminuye con el aumento del gasto.

Las ventajas de utilizar las técnicas de lecho fluidizado en bioreac-

tores incluye:

- 1) La utilización de pequeñas partículas con gran área superficial específica, lo que permite grandes velocidades específicas de reacción.
- 2) El uso de partículas en un estado que permite el fácil reemplazo de las fracciones activas durante la operación.

El lecho fluidizado usual, también contiene un rango relativamente corto de condiciones óptimas de operación a expansiones del lecho, relativamente altas y de baja estabilidad, haciendo esto más difícil el mantener la operación sin fluctuación. El cono de la columna permite un gran rango de gasto, sin pérdida del material del lecho, disminuyendo la velocidad del fluido con la altura del reactor, por lo tanto, el bio-reactor puede operar efectivamente en un amplio rango de los gastos alimentados. (46)

Para el crecimiento de microorganismos, se ha encontrado que la velocidad es generalmente autocatalítica y está de acuerdo con la cinética de primer orden, siendo la operación del tanque en una unidad de cultivo continuo, similar a la de un reactor químico completamente agitado. (52)

En los procesos de digestión aeróbica, los lodos desechados son aereados en un reactor completamente mezclado, sin adición de substrato (33), - estos digestores son tanques no calentados como los que se usan en el proceso de lodos activados (32), la mayoría de los cuales, operacionalmente se pueden considerar como reactores de flujo arbitrario, sin recirculación.

El tratamiento biológico de desecho de lodos activados, es el más usado para eliminar los contaminantes orgánicos de desechos industriales, mediante el uso de una oxidación bioquímica y el más versátil y eficiente de los procesos disponibles, usado en aguas efluentes para eliminar materiales biodegradables, en sistemas de tratamiento biológico aerados. (21,50). Este proceso involucra el contacto de agua de desecho contaminada, mezclada con un cultivo de microorganismos bajo condiciones aeróbicas (32). Está involucrada la producción de una masa activada de microorganismos capaces de estabilizar aeróbicamente el desecho, usualmente aguas sucias industriales, son estabilizadas biológicamente en un reactor bajo condiciones aeróbicas. Lo que contiene el reactor se llama licor de mezcla; la masa biológica resultante se separa del líquido en el tanque de clarificación y una porción de los sólidos biológicos clarificados es recirculada. El nivel al que será mantenida la masa biológica, depende de la eficiencia deseada del tratamiento y otras consideraciones relacionadas a la cinética del crecimiento. En el reactor, una porción de la materia orgánica del desecho es usada por bacterias aeróbicas y facultativas para obtener energía para la síntesis del material orgánico remanente, dentro de las nuevas células. Los microorganismos sedimentados en el tanque clarificador son bombeados de nuevo al tanque de aireación para que sirvan de fuente de microorganismos y el exceso es desechado. Los microorganismos son recirculados porque la razón de los contaminantes que entran a la masa biológica es crítica para una bio-

conversión eficiente. ✓

En los estudios de laboratorio se ha encontrado que el tiempo de residencia celular esperado es de 6 a 15 días , resultando la producción de un efluente estable de alta calidad y unos lodos con excelentes característi-
cas de sedimentación.

El propósito de la recirculación de lodos activados, es mantener una concentración suficiente en el tanque de aereación. Los lodos serán eliminados de los tanques de sedimentación tan rápido como se formen. En los sis-
temas de lodos activados, el efecto neto del aumento de recirculación es -
un aumento en la conversión del sustrato. (32,47)

En la mayoría de los reactores de lodos activados, en plantas de tra-
tamiento de aguas de desecho, recircula una cantidad estable de biomasa —
para aumentar la concentración de la misma en el reactor. Aunque la concen-
tración del desecho y el gasto en el reactor pueden variar considerablemen
te, la cantidad de biomasa recirculada raramente cambia. La calidad del -
efluente se puede mantener variando el gasto de biomasa recirculada. (27)

El aumento en el gasto de recirculación tiende a un mejoramiento en el fun
cionamiento del proceso, debido a la concentración adicional que ocurre en
el tanque de aereación. Cuando se disminuye el gasto de recirculación, se
aumenta la concentración de DQO (demanda química de oxígeno), debido a la
disminución de la concentración de las células. Cuando se aumenta el gasto
de lodos desechados, se aumenta el gasto de entrada, por lo tanto, se ve -

que se puede controlar la concentración de los lodos en el tanque de aerea
ción, controlando la velocidad de desecho. El aumento de los lodos desecha
dos, resultó en un aumento en el gasto efluente y una disminución de la —
concentración de estos, al disminuir el gasto de desecho de lodos, el ni—
vel general de los mismos aumenta y la velocidad de desecho afecta signifi—
cativamente el tiempo de residencia medio celular.(7,32)

Los reactores de lodos activados en la práctica, usualmente operan —
con condiciones continuas de sólidos biológicos por medio de recirculación.
(48).

La cantidad de coloides dispersos, sólidos inertes y aceite que en—
tran al tanque de aereación, afectan el grado de control del proceso.(32)

Las funciones del tanque de aereación son:

- 1) Controlar un ambiente en el cual los microorganismos son puestos—
en contacto con los desechos.
- 2) Suministrar oxígeno para la oxidación aeróbica biológica.
- 3) Poner en contacto microorganismos y contaminantes.
- 4) Realizar el tiempo de contacto de microorganismos para la biodegra—
dación, esencialmente completa de contaminantes.
- 5) Carga orgánica e igualación hidráulica.
- 6) Control del pH.

El sistema de lodos activados Completamente Mezclado, ha ganado popu—
laridad por tratar aguas de desecho industriales y domésticas. Se encontró

que produce una población microbiana más estable que el convencional de lodos activados y es muy simple de operar, produce una de las más altas posibles calidades de efluente.

El proceso de lodos activados de flujo fijo produce un efluente superior al sistema completamente mezclado.

Los sistemas de lodos activados completamente mezclados, son aquellos donde los desechos de entrada están uniformemente mezclados con los lodos activados, para mantener todos los sólidos suspendidos en suspensión, con una velocidad del oxígeno utilizado, uniforme a través de todo el tanque de aereación. El rápido metabolismo de los microorganismos bajo condiciones aeróbicas es el mejor factor en la producción de una alta calidad de efluente.

Reduciendo el tiempo de aereación, aumentan los orgánicos no metabolizados en el efluente. Las ecuaciones del reactor completamente mezclado, permiten la determinación de la masa microbiana activa.

La experiencia ha demostrado que este tipo de sistemas, produce una población microbiana más estable y una mejor calidad de efluente, con un costo más bajo que el sistema de lodos activados convencional. Los sistemas completamente mezclados, son más simples de operar y requieren menos control caro, que los sistemas convencionales. (31)

Los reactores biológicos, a menudo están sujetos a variaciones de las condiciones ambientales, en particular el proceso de lodos activados para-

el tratamiento de aguas de descho, usualmente experimenta grandes fluctuaciones diarias en el gasto de entrada y la concentración orgánica. La información del comportamiento dinámico se necesita para definir la respuesta de los reactores, para obtener datos para el desarrollo de modelos matemáticos y para diseñar métodos de control para el proceso. (48)

Muchos nuevos tratamientos de aguas de desecho, usan reactores que se pueden aproximar como una serie de tanques completamente mezclados de mezclado sostenido o flujo fijo. (12,27)

Existen dos muy importantes ciclos para el crecimiento y decaimiento de la materia orgánica, lo cual se realiza en los reactores y son:

- 1.- El ciclo Aeróbico.
- 2.- El ciclo Anaeróbico.

En el primero, el oxígeno es requerido por organismos aeróbicos para crecer y funcionar apropiadamente. Como la mayoría de otros nutrientes microbianos que pueden ser agregados en grandes cantidades inicialmente, el oxígeno se ha estado suministrando continuamente por su baja solubilidad, en soluciones acuosas.

Los métodos más comunes que proveen de oxígeno son: El tanque mecánicamente agitado, suministrando aire adecuadamente. (23)

El aire que se alimenta en exceso sirve no sólo como una fuente de oxígeno, sino que también como un medio para inducir un completo mezclado en el contenido del reactor, para realizar el decaimiento de la materia orgánica.

ganica. (3)

Bajo condiciones aeróbicas, los microorganismos usan oxígeno disuelto en el agua para convertir los desechos (materia de alimento). Se debe suministrar para mantener un oxígeno disuelto residual de 0.5 a 1.0 mg/lt, el cual es adecuado para las condiciones aeróbicas. Si hay más oxígeno disuelto, se puede estimular el crecimiento de especies biológicas indeseables. (29)

En los sistemas aeróbicos, los productos finales son completamente oxidados y por lo tanto a un nivel más bajo de energía que los productos finales de un sistema de degradación anaeróbico, entonces, se libera más energía de una degradación aeróbica que de una anaeróbica, como resultado, la degradación anaeróbica es un proceso más lento. (10,32)

Una necesidad común a todos los microorganismos activos en crecimiento aeróbico, es la fuente de energía. (10,17)

El contenido orgánico en su mayor parte está en forma soluble y conforme a la consideración de sólidos suspendidos despreciables en el efluente, que se hace en el desarrollo de los modelos. El sistema se considera que está en estado estable, cuando la concentración de sustrato en el efluente es prácticamente constante. A velocidad de dilución, los sólidos biológicos del reactor y el DQO soluble efluente se aproximaron a la condición de estado estable y la concentración de sólidos recirculados permanece casi constante. (3)

Se ha estudiado la eliminación simultánea de materiales orgánicos y - recuperación de proteínas, en forma de células de bacterias de aguas de -- desecho biodegradables, usando microorganismos aeróbicos.

La utilidad de cualquier proceso depende de las consideraciones econó-
micas. Los factores importantes asociados con la economía de la producción
de proteínas microbianas son:

Disponibilidad y costo del material crudo (fuente de carbón)

Requerimientos de esterilidad.

Tiempo de residencia en el reactor.

Temperatura de operación.

Requerimientos de agua de enfriamiento.

Requerimientos de oxígeno.

Producción de células.

Recuperación de células y

Valor del Producto.

Se han reportado frecuentemente en la literatura, crecimientos muy -- grandes y velocidades de utilización específicas de substrato a muy altas -- temperaturas y numerosos autores han encontrado muy grandes velocidades de reacción. (49)

La productividad del crecimiento asociado a las fermentaciones, depen-
de de la cantidad de biomasa contenida en el fermentador. Las característi-
cas de funcionamiento del fermentador, están dominadas por la forma en la-

cual ocurre la fermentación microbiana. (1, 10)

Existen muchos procesos naturales y comerciales que están basados en el crecimiento microbiano aeróbico. Algunos ejemplos son la degradación — del aceite en los océanos, sistemas de tratamiento de aguas sucias aerea— das, muchos procesos de descomposición natural y aplicaciones a la agricul— tura, como el abono, en plantas de papel, petroquímicas, textiles, de ali— mentos procesados y otras industrias. (17, 29)

En el ciclo anaeróbico, en el cual el oxígeno no se usa para el deca— miento de la materia orgánica, involucra la descomposición de materia orgá— nica e inorgánica en ausencia de oxígeno molecular. Su mayor aplicación es la digestión de los lodos de aguas sucias concentradas y en el tratamiento de aguas de desecho industriales. (10, 32)

El tratamiento anaeróbico para la estabilización del desecho, se ha — involucrado a través de una serie de modificaciones en los procesos de al— ta velocidad de digestión, empleados en muchas plantas de control de conta— minación de agua. (41)

En el modo usual de operación de una unidad de tratamiento de desecho anaeróbico, recibe un lodo de aguas sucias concentrados por el uso de un — sistema de reactor completamente mezclado con mínima recirculación celular. El tiempo de retención del líquido en el reactor es de 10 a 30 días o más, dependiendo de como es operado el sistema. La regulación del proceso se de— signa generalmente para proveer un mejor ambiente para el crecimiento y —

proliferación, esto se realiza evaluando y controlando ciertos sistemas de parámetros como son:

- a) La producción de gas y composición
- b) pH
- c) Alcalinidad.
- d) Acidos volátiles.
- e) Reducción de sólidos volátiles
- f) Conversión del substrato. (32,41)

Para mantener un tratamiento anaeróbico en el sistema que estabilizará eficientemente un desecho orgánico, los microorganismos deben estar en estado de equilibrio dinámico, que para establecer y mantener:

- a) Se vacía el contenido del reactor de oxígeno disuelto,
- b) Se libera de concentraciones inhibitoras de metales pesados y sulfuros.
- c) El ambiente acuoso estará en el rango de pH de 6.6 a 7.6.
- d) El pH del sistema no debe bajar de 6.2, pues sin control del pH el reactor acumula grandes concentraciones de ácidos volátiles.

Los tamaños y capacidades de recirculación de los reactores, se determinan en base a los análisis cinéticos.

La temperatura es otro parámetro ambiental que se debe considerar. Las temperaturas muy altas sólo son necesarias cuando los tiempos de residencia celular son bastante grandes para poderse obtener a temperaturas nomi-

nales. El tiempo de residencia celular esperado de los microorganismos en el reactor, es equivalente al tiempo de retención hidráulico en el reactor. Cuando la temperatura de operación se aumenta, el tiempo de residencia mínimo celular esperado, se reduce significativamente y se puede usar un pequeño volumen de reactor. (32,41)

Para realizar la total estabilización de los ácidos volátiles producidos, el reactor de metano requiere mayores tiempos de retención y relaciones de recirculación a los requeridos para el reactor de ácidos. Las reacciones responsables de la conversión de materiales orgánicos y complejos, se puede representar por una simple oxidación para ácidos volátiles y una subsecuente conversión a metano. El carbón orgánico se convierte a CO_2 o CH_4 .

La recirculación es casi obligatoria para la economía del sistema.

Este tipo de procesos son importantes en el campo municipal y no son muy usados en los desechos industriales. Comparado con el aeróbico, este proceso es más sensible para materiales tóxicos, pero el control es más difícil. (10,29,41)

Los parámetros cinéticos son presentados junto con el método de diseño, para determinar el tamaño del reactor y los requerimientos de recirculación. El método depende de la selección y determinación de las constantes cinéticas apropiadas, tiempo de retención y factores de concentración de la recirculación, cada uno de los cuales puede variar de acuerdo con —

cambios de las características del desecho y los procedimientos operacionales existentes.

III.- MODELOS CINETICOS

El control de las condiciones ambientales origina que los microorganismos tengan su medio apropiado para crecer. Para asegurar que los microorganismos crezcan, deben permanecer en el sistema un tiempo grande para reproducirse. Este periodo, depende de su velocidad de crecimiento, el cual se relaciona directamente con la velocidad a la que metabolizan el desecho, o lo utilizan. Considerando las condiciones ambientales se controlan apropiadamente, la estabilización efectiva del desecho se puede asegurar controlando la velocidad de crecimiento de los microorganismos.

Una relación empírica entre el crecimiento biológico y la utilización del sustrato, que es comunmente usado para la estabilización de desechos orgánicos e inorgánicos en sistemas biológicos es:

$$\frac{dX}{dt} = Y \frac{dF}{dt} - k_d X \quad (1)$$

donde:

$\frac{dX}{dt}$ = Velocidad neta de crecimiento de microorganismos, masa / volumen-tiempo.

Y = Coeficiente de velocidad de producción, masa de microorganismos/masa de sustrato utilizado.

$\frac{dF}{dt}$ = Velocidad de utilización de sustrato por microorganismos, masa/volumen-tiempo.

k_d = Coeficiente de decaimiento de microorganismos, tiempo⁻¹.

X = Concentración de microorganismos, masa/volumen.

La velocidad de utilización del sustrato se puede expresar como:

$$\frac{dF}{dt} = \frac{kXS}{K_s+S} = \frac{dS}{dt} \quad (2)$$

donde:

k = Velocidad máxima de utilización de desecho por unidad de peso de microorganismos, tiempo⁻¹.

K_s = Concentración de desechos a la cual la velocidad de utilización de desechos/unidad de peso de microorganismos = a la mitad de la velocidad máxima, masa/volumen.

S = Concentración de desechos alrededor de los microorganismos, masa/volumen.

Una representación gráfica de la ecuación (2) se representa en la figura 3.1.

Dividiendo ambos lados de la ecuación (1) entre X da:

$$\frac{dX/dt}{X} = Y \frac{dF/dt}{X} - k_d \quad (3)$$

donde:

$(dX/dt)/X$ es la velocidad neta de crecimiento, se simboliza por μ

Utilizando esta y la ecuación (2), tenemos:

$$\mu = \frac{YkS}{K_s+S} - k_d \quad (4)$$

$\hat{\mu}$ se usa para simbolizar el producto de la producción del crecimiento Y y la velocidad máxima de utilización de desecho por unidad de peso de microorganismos k . Con esto, la ecuación (4) se puede reescribir como:

$$\hat{\mu} = \frac{K_s \mu}{K_s+S} - k_d \quad (5)$$

Donde $\hat{\mu}$ es el producto de Y y k igual a μ_{\max} . La ecuación (5) es similar a la desarrollada por Monod para sistemas de cultivo simples. Reescribiendo y rearrreglando la ecuación (5) en base a masa y tiempo finitos, en los cuales el subíndice M se refiere a una cierta masa de microorganismos, resultando:

$$\frac{1}{X_M / (\Delta X / \Delta t)_M} = Y \frac{(\Delta F / \Delta t)_M}{X_M} - k_d \quad (6)$$

Donde el término $(\Delta F / \Delta t)_M / X_M$ se conoce como el proceso de factor de carga, la utilización específica y la velocidad de eliminación del substrato o la relación de alimento a microorganismos se designa por U :

$$U = \frac{(\Delta F / \Delta t)_M}{X_M} \quad (7)$$

Donde $(\Delta F / \Delta t)_M$ representa la masa de substrato utilizada por la masa de microorganismos bajo un período de tiempo Δt .

El término $X_M / (\Delta X / \Delta t)_M$ del lado izquierdo de la ecuación (6) se ha designado como el tiempo de retención de sólidos, el período de lodos, o - el pretendido tiempo de residencia de la célula y se simboliza por θ_c .

$$\theta_c = \frac{X_M}{(\Delta X / \Delta t)_M} \quad (8)$$

En esta ecuación X_M es igual a la masa total activa de microorganismos en el sistema de tratamiento y $(\Delta X / \Delta t)_M$ es la cantidad total de masa microbiana eliminada diariamente del sistema de tratamiento. La calidad del-

desecho incluye estos sólidos microbianos desechados, así como los perdidos en el efluente. El recíproco de θ_c , $(\Delta X / \Delta t) / X_M$ es igual a la velocidad de crecimiento específico.

Utilizando las ecuaciones (7) y (8) se pueden reescribir como:

$$\frac{1}{\theta_c} = YU - k_d \quad (9)$$

De la ecuación anterior se ve que la velocidad de crecimiento de los microorganismos y U , la relación de alimento a microorganismos se relacionan directamente.

Un tratamiento eficiente se puede obtener con el control de θ_c o U de las cuales θ_c es más fácil de medir y por lo tanto es el parámetro más deseable de control. k_d es un coeficiente observado que varía con el tiempo de residencia esperado.

El pH y la temperatura se regulan para una velocidad óptima de crecimiento.

La concentración del efluente como una función del tiempo se puede determinar de un balance de materiales alrededor del reactor como sigue:

$$\begin{array}{lcl} \text{Velocidad de} & & \text{Velocidad de} \\ \text{cambio en el} & = & \text{entrada al} \\ \text{reactor.} & & \text{reactor.} \end{array} \quad \begin{array}{l} - \\ = \\ - \end{array} \quad \begin{array}{l} \text{Velocidad del} \\ \text{flujo de sali} \\ \text{da del reactor} \end{array} \quad (10)$$

$$\frac{dC}{dt} (V) = QCo - QC$$

Donde: C = Concentración del efluente a cualquier tiempo t

V = Volumen del reactor.

Q = Gasto.

C_0 = Concentración a la entrada.

Reescribiendo y simplificando la ecuación (10) tenemos:

$$\frac{dC}{dt} = \frac{Q}{V} (C_0 - C) \quad (11)$$

La cual se puede integrar como:

$$\int_0^C \frac{dC}{C_0 - C} = \frac{Q}{V} \int_0^t dt \quad (12)$$

$$\text{Para obtener: } C = C_0 (1 - e^{-t/(V/Q)}) = C_0 (1 - e^{-t/t_d}) \quad (13)$$

donde: t_d = tiempo de retención V/Q

La expresión correspondiente para la concentración del efluente del reactor que está siendo purgada se deriva similarmente y está dada por:

$$C = C_0 e^{-t/t_d} \quad (14)$$

Arbitrariamente, el flujo representa cualquier grado de mezclado parcial entre el flujo fijo y el completamente mezclado.

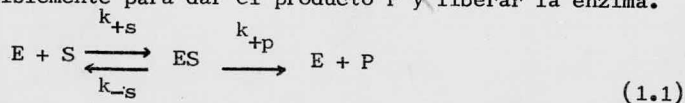
Las ecuaciones cinéticas desarrolladas para la calidad del efluente, se aplican sólo al desecho orgánico soluble que escapa al tratamiento biológico, que es sólo una porción de la concentración del desecho orgánico en el efluente. (21,32)

Un modelo matemático muy usado es la ley de Michaelis-Menten usada en la cinética de las enzimas, es de utilidad para muchos sistemas de enzimas, pero son inadecuadas para otras. Ha sido la base para el tratamiento Monod de crecimiento bacteriano, que es de utilidad para describir el crecimiento de los microorganismos bajo ciertas condiciones.

La formulación de Monod predice la fase de crecimiento exponencial y la aparición de la fase estacionaria en el cultivo Batch. Los términos en las ecuaciones que contienen constantes que no tienen significado físico, no se pueden medir experimentalmente y son de utilidad poco práctica. (51)

El modelo que se ha usado más extensamente para representar la velocidad de eliminación de sustrato, es el de reacción de primer orden, debido a su simplicidad. Varios tipos de ecuaciones cinéticas como la ecuación de Michaelis-Menten, han propuesto series de ecuaciones de primer orden y coeficientes de velocidad variable. (36)

1.- Un modelo cinético simple para la interacción enzima-sustrato — que se ha usado particularmente, es la propuesta por Michaelis-Menten. En este modelo, la enzima E, reversiblemente se combina con el sustrato S (el reactivo), para formar un complejo enzima-sustrato, ES, el cual se descompone irreversiblemente para dar el producto P y liberar la enzima.



Si la concentración de sustrato es mucho más grande que la concentración de la enzima, es decir $S_0 \gg E_0$ y si la descomposición del complejo enzima-sustrato es la etapa limitante de la velocidad ($k_{+s} \gg k_{+p}$), entonces:

$$\text{ces:} \quad \frac{dP}{dt} = - \frac{dS}{dt} = k_{+p} (ES) \quad (1.2)$$

$$\delta: \quad \frac{dP}{dt} = \frac{k_{+p} E_0 (S)}{k_{-s} + k_{+p}} = \frac{k_{+p} E_0 (S)}{K_M + (S)} + (S) \quad (1.3)$$

Donde:

dP/dt = Velocidad de la reacción, v

$k_{+p} E_0$ = Velocidad máxima posible de la reacción, $v_{\text{máx}}$

K_M = Constante de Michaelis-Menten

Se ve que la velocidad de la reacción se relaciona linealmente con la concentración de la enzima.

Entonces: $k_{+p} \ll k_{-s}$ y

$$K_M = \frac{k_{+p} + k_{-s}}{k_{+s}} \doteq \frac{1}{K_{eq}} \quad (1.4)$$

Esta relación entre el sustrato y la velocidad de la reacción se expresa como:

$$v = v_{\text{máx}} (S) / (K_M + (S)) \quad (1.5)$$

Para cultivo continuo, un balance de material de los microorganismos durante la operación al estado estable, se realiza como sigue:

$$\begin{array}{rcl} X_{\text{ent}} & + & \mu V \\ \text{Entrada} & + & \text{Crecimiento} \end{array} \quad \begin{array}{rcl} -X_{\text{sal}} F & = & V dx/dt \\ \text{- Salida} & = & \text{Acumulación} \end{array} \quad (1.6)$$

Donde: X_{ent} = Concentración de organismos para un tanque de cultivo.

F = Gasto del tanque de cultivo.

X_{sal} = Concentración de organismos en la corriente que sale del tanque.

V = Volumen del tanque de cultivo.

t = Tiempo.

μ = Constante de velocidad de crecimiento de primer orden o - constante de velocidad específica.

La alimentación de entrada generalmente contiene microorganismos no viables y si las condiciones de estado estable son consideradas, la ecuación (1.6) se reduce a: $\mu = \frac{F}{V} = D$

Lo cual indica que la velocidad de crecimiento de un organismo en cultivo continuo, es dictado por la relación del gasto medio al volumen del tanque de aereación. Para cultivo continuo, esta velocidad se representa por el símbolo D y se conoce como la "velocidad de dilución", que es la recíproca del tiempo de residencia promedio.

Experimentalmente se ha encontrado que la velocidad de crecimiento específico μ de los microorganismos, se puede correlacionar generalmente a la relación de Michaelis-Menten expresada por la ecuación (1.3)

Entonces:
$$\mu = (\mu_{\text{máx}} S) / (K_s + S)$$

Para una velocidad de dilución dada y para una concentración del substrato de entrada, ocurre una autorregulación para un cultivo. Esta mantiene la concentración de células a un valor constante, que es equivalente a la habilidad de los microorganismos para convertir substrato a masa celular. (52)

2.- Se ha encontrado que la velocidad de carga en sistemas de tratamiento biológico aeróbico de desecho aumenta. Esto se deriva del balance de masa al estado estable alrededor del reactor bioquímico, considerando cinética de primer orden: $Q(S - S_0) = V k X a S$ (2.1)

de lo cual
$$S = \frac{\Delta S}{k X a \tau} = v$$
 (2.2)

Donde v = velocidad de carga.

Se puede considerar la cinética de Michaelis-Menten para el sustrato, tal que la ecuación (2.1) queda:

$$Q(S - S_0) - \frac{V_k S}{K+S} = 0 \quad (2.4)$$

Rearreglando la ecuación (2.4) se obtiene:

$$\frac{k X_a \tau}{\Delta S} = \frac{K}{S} + 1$$

donde:

k = Constante de velocidad

K = Constante de Michaelis-Menten

Q = Gasto volumétrico

S = Concentración de DBO

S_0 = Concentración de entrada de DBO

V = Volumen del tanque de reacción

X_a = Concentración media de biomasa

τ = Tiempo de residencia del reactor, V/Q . (44)

3.- Para un reactor de lecho empacado, o para un tanque reactor continuamente alimentado y agitado tenemos que:

La expresión de Michaelis-Menten para un sustrato simple, en una reacción de enzima desinhibida es de la forma:

$$r = \frac{kE}{V} \cdot \frac{1}{1 + K/c} \quad (3.1)$$

Donde:

r = Velocidad de la reacción

k = Constante de velocidad.

E = Cantidad total de enzima presente.

V = Volumen del reactor.

K = Constante

c = Concentración del sustrato.

En muchos casos las reacciones catalizadas por enzimas inmovilizadas siguen la ley de velocidad de la forma, de la ecuación (3.1)

Para un reactor de lecho empacado, con condiciones isotérmicas, de flujo fijo, la ecuación (3.1) se puede integrar bajo una longitud de lecho, para dar:

$$Pc_0 - K \ln(1 - P) = kE/q \quad (3.2)$$

donde: P = Fracción de sustrato convertido a producto.

c_0 = Concentración del sustrato de entrada.

q = Gasto.

Para un tanque reactor agitado continuamente, alimentado bajo condiciones isotérmicas, bien mezclado, la ecuación (3.1) se puede incorporar en una ecuación de balance de masa del sustrato para dar:

$$q(c_0 - c) = r \cdot V \quad (3.3)$$

Donde: c = Concentración de la mezcla de reacción y del sustrato de salida.

Sustituyendo r de la ecuación (3.1) :

$$Pc_0 + K \left[\frac{P}{1 - P} \right] = kE/q \quad (3.4)$$

Las ecuaciones (3.2) y (3.4) se pueden usar como modelos para reacto-

res de enzima inmovilizada, provistas, por supuesto, de la velocidad de — reacción que obedece a la ecuación (3.1). (38)

Existe un gran número de intentos para formular una expresión para — describir el crecimiento microbiano. El más importante de estos ha sido la ecuación de MONOD, que ha sido la base de la mayoría de los intentos. La — más importante de las diferentes fórmulas que se han postulado para describir la relación entre la velocidad de crecimiento y la concentración de — substrato es:

$$\mu = \mu_m \cdot (s / [K_s + s])$$

Donde: μ = Velocidad específica de crecimiento (hr^{-1})

μ_m = Velocidad máxima de crecimiento.

s = Concentración del substrato limitante

K_s = Constante de saturación. (30,37,48)

Este modelo, o modificaciones de él, se realizan para mantenimiento, — inhibición, etc. Es capaz de correlacionar datos de muchas situaciones de una manera satisfactoria. Este modelo no puede realizar situaciones en — las cuales las células responden a cambios en su ambiente, ni hace explícito el conocimiento de que el estado fisiológico de las células cambia en — respuesta al cambio de las condiciones ambientales y por lo tanto no tiene variables que midan la calidad de la población de la biomasa.(18)

De los métodos experimentales disponibles para estimar los parámetros cinéticos biológicos μ_m , K_s , y Y , a menudo se obtienen algunos estimados—

precisos de los parámetros, particularmente K_s . La precisión de los parámetros estimados depende fuertemente de las variables independientes usadas en los experimentos. (25)

4.- Todos los métodos comunes para medir coeficientes de velocidad media Monod, tienen serias desventajas para obtener las medidas rápida y correctamente con sistemas de alimentación Batch y continua.

La ecuación Monod (4.1) se ha usado extensamente para modelo de la cinética de crecimiento bacteriano:

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad (4.1)$$

donde: μ, μ_m = Velocidad de crecimiento actual y máximo, respectivamente (tiempo⁻¹)

S = Concentración de substrato limitante de la velocidad, -
(masa/Vol.)

K_s = Coeficiente de velocidad media (masa/volumen)

La velocidad de crecimiento es igual a la velocidad de cambio en la masa de organismos con el tiempo, o $(dX/dt)/X$. La ecuación (4.1) se ha modificado para incluir un término de la velocidad de utilización máxima y el mantenimiento específico.

$$\frac{dX}{dt}/X = Y_k \frac{S}{K_s + S} - b \quad (4.2)$$

donde: Y = Coeficiente de producción

X = Concentración de organismos (masa/volumen)

k = Velocidad máxima de utilización de sustrato (tiempo⁻¹)

b = Velocidad de mantenimiento específico (tiempo⁻¹)

La primera porción del lado derecho de la ecuación (4.2) se relaciona a la velocidad de utilización del sustrato.

$$- \frac{dS}{dt} = \frac{kSX}{K_s + S} \quad (4.3)$$

Para muchas aplicaciones en investigaciones e industria, los cuatro coeficientes básicos Y , k , b y K_s , se deben estimar. El coeficiente Monod de velocidad media, no ha sido determinado tan frecuentemente como los otros y no es conocido su valor absoluto para tipos específicos de bacterias, ni su dependencia con las condiciones ambientales como temperatura y pH. (53)

Las ecuaciones de un modelo químico estructurado se obtienen: Escribiendo los balances de masa para varios componentes del biomaterial en un sistema elegido apropiadamente y postulando la existencia de las expresiones de velocidad cinética que ocurren en el biomaterial o a su alrededor. (18)

5.- Balances Generales para Reactores de Volumen Variable.

El balance total de masa para la fase líquida se puede formular físicamente como sigue:

Velocidad de acumulación de masa total en el líquido del reactor	=	Velocidad de masa total del líquido de entrada al reactor	—	Velocidad de masa total del líquido de salida del reactor
---	---	---	---	---

Matemáticamente, en términos de gastos volumétricos, densidades de líq

quidos y volumen, el balance total para un tanque reactor bien mezclado — viene:

$$\frac{d(V\rho_1)}{dt} = F_0\rho_0 - F_1\rho_1$$

Normalmente, los cambios de densidad serían pequeños dando:

$$\frac{dV}{dt} = F_0 - F_1 \quad (5.1)$$

El balance total de masa da la velocidad de cambio de volumen, con — gastos de entrada y salida para sistemas de densidad constante bien mezclados. El Balance de biomasa en la fase líquida se puede formular como:

Velocidad de acumulación- de la biomasa en el reactor	=	Velocidad de la biomasa - entrante al- reactor	-	Velocidad de la biomasa salien- te del reactor.	+	Velocidad de la biomasa produci- da en el reac- tor
--	---	---	---	---	---	--

En forma simbólica, usando las concentraciones de células y gastos — volumétricos para un reactor bien mezclado

$$\frac{d(VX_1)}{dt} = F_0 \cdot X_0 - F_1 \cdot X_1 + r_X \cdot V$$

Considerando las cinéticas de velocidad de crecimiento usual:

$$r_X = \mu \cdot X_1$$

La velocidad de crecimiento es usualmente de primer orden con respec-
to a la concentración de la célula y se considera normalmente dependiente-
de la concentración de sustrato, de acuerdo a la relación Monod o alguna-
modificación de ésta.

El balance de células queda:

$$\frac{d(V \cdot X_1)}{dt} = F_0 \cdot X_0 - F_1 \cdot X_1 + r_X \cdot V \quad (5.2)$$

Esta ecuación se ha formulado para incluir condiciones dinámicas de estado inestable, o condiciones transitorias. Así que, la ecuación no es válida bajo todas las condiciones transitorias, porque la ecuación Monod se ha encontrado para aplicar bajo condiciones estables, o sea donde ocurriera el crecimiento balanceado.

El balance de sustrato limitante para la fase líquida en forma de palabras es:

Velocidad de acumulación de sustrato en el reactor.	=	Velocidad del sustrato entrante al reactor.	-	Velocidad del sustrato saliente del reactor.	-	Velocidad de utilización del sustrato en el reactor.
---	---	---	---	--	---	--

o simbólicamente:

$$\frac{d(V \cdot S_1)}{dt} = F_0 \cdot S_0 - F_1 \cdot S_1 - \frac{\mu_m \cdot S_1}{K_s + S_1} \cdot X_1 \cdot V/Y \quad (5.3)$$

donde Y es el coeficiente de producción que se considera constante.

En este sistema las tres variables dependientes consideradas son:

V, X_1 y S_1 , su valor se encuentra resolviendo simultáneamente las ecuaciones (1), (2) y (3). (13, 28)

6.- Sistema completamente Mezclado sin Recirculación.

En este sistema, la unidad del reactor está completamente mezclado y-

no hay organismos en el efluente de entrada. Para este sistema, el tiempo hidráulico de retención θ es:

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad (6.1)$$

donde: V = Volumen del reactor

Q = Gasto volumétrico.

El tiempo de residencia medio esperado θ_c se define como:

$$\theta_c = \frac{VX}{QX} \quad (6.2)$$

donde: X es la concentración en masa de microorganismos en el reactor.

Por simplificación de la ecuación anterior tenemos que:

$$\theta_c = \theta \quad (6.3)$$

Donde el tiempo de retención promedio de las células en el sistema es el mismo que en el del líquido. Esta es la característica más importante de este tipo de sistemas.

Un balance de masa de microorganismos en el sistema del reactor se puede escribir como:

Velocidad de cambio de la concentración de organismos en el reactor	=	Velocidad neta de crecimiento de organismos en el reactor.	-	Velocidad de flujo de organismos de salida del reactor.
---	---	--	---	---

$$V \left(\frac{dX}{dt} \right) = \left(Y \frac{dF}{dt} - k_d X \right) V - QX \quad (6.4)$$

Al estado estable, dX/dt es igual a cero y la ecuación anterior se puede escribir como:

$$\frac{Q}{V} = Y \frac{dF/dt}{X} - k_d \quad (6.5)$$

Utilizando las ecuaciones (7) y (8), la ecuación (6.5) se reescribe -

$$\text{como: } \frac{1}{Q_c} = YU - k_d \quad (6.6)$$

Para este sistema de reactor $Q_c = \theta$, la relación de alimento a microorganismos U se relaciona directamente con el tiempo de retención hidráulico del sistema θ .

La eficiencia de estabilización del desecho se puede definir como:

$$E = 100 \frac{S_o - S}{S_o} \quad (6.7)$$

donde: E = Eficiencia de estabilización del desecho expresado en %

S_o = Concentración en masa del desecho de entrada.

S = Concentración en masa del desecho de entrada no degradado biológicamente que aparece en el efluente.

Para obtener una expresión para la concentración del substrato efluente S , la ecuación (6.6) se puede reescribir, utilizando las ecuaciones (2) y (7) para obtener:

$$\frac{1}{Q_c} = Y \frac{kS}{K_s + S} - k_d \quad (6.8)$$

Resolviendo esta ecuación para S , obtenemos:

$$S = \frac{K_s (1 + k Q_c)}{Q_c (Yk - k_d) - 1} \quad (6.9)$$

Por comparación de la ecuación (6.6) con la ecuación (6.8) veremos que:

$$U = \frac{kS}{K_s + S}$$

De la cual se obtiene la siguiente ecuación:

$$S = \frac{UK_s}{k-U} \quad (6.10)$$

La concentración del desecho del efluente S es una función directa - de Q_c ó U . Fijando uno de estos tres parámetros se fijan los otros dos y se especifica la eficiencia de estabilización biológica del desecho para este sistema.

Utilizando las ecuaciones (6.1) y (6.3), la ecuación (6.5) se puede resolver para la concentración en masa de microorganismos en el reactor - para dar:

$$X = \frac{Y (S_0 - S)}{1 + k_d Q_c} \quad (6.11)$$

La concentración del efluente S y la eficiencia del tratamiento E están relacionadas directamente a Q_c , el cual es igual a θ . En un sistema - como éste no hay control separado de microorganismos, porque el tiempo de retención esperado Q_c y el tiempo de retención del líquido θ son el mismo. Para obtener una alta eficiencia del tratamiento, Q_c debe ser grande, lo - cual origina que θ deba ser grande. Este modo de operación es característico de un sistema de tratamiento convencional anaeróbico y algunos procesos modificados de lodos activados.

Existe un cierto valor de Q_c bajo el cual la estabilización del desecho no ocurre, a este valor crítico se le llama el tiempo mínimo de residencia esperado Q_c^M , físicamente es el tiempo de residencia en el cual las células son desechadas del sistema, más rápido de lo que pueden producirse. Se puede calcular con la ecuación (6.8) con la consideración de que la concentración del desecho de entrada S_0 , es igual a la concentración del dese

cho efluente S:

$$\frac{1}{\theta_c M} = Y \frac{kS_0}{K_s + S_0} - k_d \quad (6.12)$$

En muchas ecuaciones encontradas en el tratamiento de desecho, S_0 es mayor que K_s , así que la ecuación (6.12) se puede reescribir para dar:

$$\frac{1}{\theta_c M} = Yk - k_d \quad (6.13)$$

El uso de las dos últimas ecuaciones determinan el tiempo de residencia mínimo θ_c^M , el cual debe ser de 2 a 20 veces mayor para θ_c para asegurar un tratamiento adecuado.

Para emplear las ecuaciones cinéticas en el control de los sistemas biológicos, los parámetros cinéticos Y , k_d , K_s y k se deben conocer. Se ha demostrado con estudios de laboratorio que los parámetros Y , k_d y k aunque son diferentes para muchas fuentes de carbón, no varían grandemente (Tabla I). (6, 32, 45, 49, 26)

7.- Reactor Completamente mezclado con Recirculación Celular.

El tiempo de retención hidráulico esperado para el sistema, θ_s se define como:

$$\theta_s = \frac{V_s}{Q} \quad (7.1)$$

donde: V_s = Volumen del reactor mas volumen del tanque de sedimentación.

Q = Gasto de entrada.

El tiempo de retención hidráulico esperado para el reactor se define como:

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad (7.2)$$

donde: V = volumen del reactor.

El tiempo de residencia esperado Q_c se define por la ecuación (8) y es:

$$Q_c = \frac{VX}{Q_w X + (Q - Q_w) X_e} \quad (7.3)$$

donde: Q_w = Gasto del líquido, conteniendo la fracción de células desechadas del reactor.

X_e = Concentración de microorganismos en el efluente, proveniente de la unidad de sedimentación.

En un sistema con una unidad propia de sedimentación, la cantidad de células en el efluente es muy pequeña y la ecuación (7.3) se puede simplificar para dar:

$$Q_c = \frac{V}{Q_w} \quad (7.4)$$

Comparando la ecuación (7.4) con las ecuaciones (7.1) y (7.2) se puede ver que para un volumen dado de reactor, Q_c es teóricamente independiente de Q y Q_s , pero prácticamente no es completamente independiente.

Un balance de materia para la masa de microorganismos en el sistema de entrada se puede escribir como:

Velocidad de cambio de la concentración de organismos en el reactor.	=	Velocidad neta del crecimiento de los organismos en el reactor.	-	Velocidad del flujo de salida de organismos del reactor.
--	---	---	---	--

$$V \left(\frac{dX}{dt} \right) = (Y \frac{dF}{dt} - k_d X) V - [Q_w X + (Q - Q_w) X_e] \quad (7.5)$$

Haciendo uso de la ecuación (7.3) y considerando condiciones de estado estable, la ecuación (7.5) se puede simplificar y reorganizar para dar:

$$\frac{1}{Q_c} = Y \frac{dF/dt}{X} - k_d \quad (7.6)$$

o considerando una base de tiempo finito y usando la ecuación (7)

$$\frac{1}{Q_c} = YU - k_d \quad (7.7)$$

La ecuación (7.7) es la misma que la ecuación (6.6), la cual fue desarrollada para un sistema completamente mezclado sin recirculación, al igual que las ecuaciones (6.8) y (6.10)

Para los sistemas con o sin recirculación, controlando Q_c o U se establece la concentración del efluente pues se relacionan directamente.

En un sistema completamente mezclado sin recirculación, Q_c y U son funciones directas del tiempo de retención hidráulico del reactor θ . En un sistema con recirculación, Q_c y U son teóricamente independientes del tiempo de retención hidráulico del reactor θ y del sistema θ_s . Así que es posible obtener una alta Q_c y con esto, una buena eficiencia sin aumentar θ o θ_s .

La concentración en masa de microorganismos X en el reactor se puede obtener con las ecuaciones:

$$\frac{\Delta F}{\Delta t} = \frac{Q}{V} (S_o - S)$$

y con la (7.2), junto con la ecuación (7.6) y resolviendo para X :

$$X = \frac{Q_c}{Q} \frac{Y(S_o - S)}{1 + k_d Q_c} \quad (7.8)$$

Como se muestra en las ecuaciones (6.9) y (6.10), Q_c y U están relacionadas directamente a la calidad del efluente, o eficiencia del tratamiento, o sea que controlando Q_c o U en un proceso de tratamiento biológico

co, se controlará la eficiencia del proceso directamente.

Usando Θ_c como un parámetro de control del tratamiento, no hay necesidad de determinar la cantidad de sólidos biológicos en el sistema y no es necesario evaluar la cantidad de alimento utilizado. El uso de Θ_c se basa en que para controlar la velocidad de crecimiento de los microorganismos y de aquí su grado de estabilización, un porcentaje especificado de la masa celular en el sistema deberá ser desechado diariamente.

Como se muestra en la ecuación (7.4) por desecho de las células directamente del reactor, sólo se necesitan conocer Q_w y V para determinar Θ_c .

Para un sistema completamente mezclado, con o sin recirculación, hay un tiempo de residencia mínimo esperado Θ_c^M , bajo el cual la estabilización del desecho no puede ocurrir. El valor específico de Θ_c^M es una función de la concentración del desecho y de los parámetros cinéticos Y, k, K_s, k_d . Las ecuaciones (6.12) y (6.13) son expresiones que se usan para determinar Θ_c^M con o sin recirculación. Los valores de Θ_c usados en el diseño de procesos biológicos, están basados en el valor de Θ_c^M para cualquier desecho. (3, 32, 40, 42)

8.- Sistema de Reactor de Flujo Fijo.

Un modelo cinético del sistema de flujo fijo es matemáticamente difícil, así que Lawrence y McCarty han hecho dos simplificaciones, considerando que son de primacía para usar un modelo cinético del reactor de flujo fijo, que son:

a) La concentración de microorganismos en la corriente de entrada al reactor, es aproximadamente la misma que en el efluente del reactor. Esta consideración se aplica sólo si $Q_c/Q > 5$. La concentración promedio resultante de microorganismos en el reactor se simboliza por \bar{X} .

b) La velocidad de utilización del substrato como el desecho que pasa a través del reactor, está dada por la siguiente expresión:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{k S \bar{X}}{k_s + S} \quad (8.1)$$

Integrando la ecuación (8.1) bajo el tiempo de retención del desecho en el tanque y después simplificando, Lawrence y McCarty obtienen una expresión similar a la siguiente:

$$\frac{1}{Q_c} = \frac{Y_k (S_0 - S)}{(S_0 - S) + K_s \ln(S_0/S)} - k_d \quad \text{para } r < 1 \quad (8.2)$$

donde: r = relación volumétrica de recirculación.

La ecuación (8.2) es similar a la ecuación (6.8), la cual se aplica a sistemas completamente mezclados, con o sin recirculación. La principal diferencia entre estas dos ecuaciones, es que en la ecuación (8.2) Q_c es también una función de la concentración del desecho de entrada S_0 .

El exceso de microorganismos es eliminado del reactor, así que Q_c para el sistema de flujo fijo con recirculación, se puede también definir por la ecuación (7.4), aplicando las mismas consideraciones. El tiempo de retención hidráulico medio del desecho en el reactor θ y el tiempo de retención hidráulico medio del desecho en el sistema de flujo fijo θ_s , se pueden definir usando las ecuaciones (7.1) y (7.2). La concentración pro-

medio de microorganismos en el reactor del sistema de flujo fijo, se puede obtener usando la ecuación (7.8), notando que \bar{X} se puede sustituir por X . (32,54)

IV.- ECUACIONES DE DISEÑO

El diseño de ingeniería para las unidades de un proceso de tratamiento biológico, emplea modelos empíricos interpolando la información obtenida de laboratorios y de plantas piloto, con los cuales se desarrollan curvas de comportamiento y cartas operacionales. (4, 33)

Los requerimientos ambientales de la calidad del agua, pueden dictar la cantidad de contaminantes permitidos y los costos. La calidad óptima del agua, depende del uso y actividades en los que se vaya a utilizar. (34)

Normalmente la planta de tratamiento de desecho se diseña en base a la carga que se agrega al sistema, o sea, el gasto y los contaminantes poderosos que son usados para dimensionar las unidades involucradas. (5)

La selección del tipo de reactor es una de las más importantes consideraciones. Los factores operacionales que deben ser considerados son:

- 1) La cinética de la reacción que gobierna el proceso.
- 2) Requerimientos de oxígeno transferido.
- 3) Naturaleza del agua de desecho a ser tratada.
- 4) Condiciones ambientales locales.
- 5) En la práctica, la construcción inicial y los costos de mantenimiento, afectarán la selección del reactor.

El efecto de la cinética de la reacción en la selección de reactores, puede ser tratado considerando una serie de reactores idénticos completamente mezclados, o un reactor con dispersión axial y condiciones arbitrarias de entrada y salida. Para la eliminación de substrato con una cinética

de primer orden, el volumen total requerido por una serie de reactores completamente mezclados (4 o más) es considerablemente menor que el requerido por un reactor sencillo completamente mezclado. Esta diferencia de volúmenes se acentúa con un incremento en la eficiencia de eliminación y con el orden de la expresión cinética. En una serie de reactores, el efluente de un reactor sirve como flujo de entrada al siguiente reactor.

La elección del reactor para una conversión particular del proceso — catalizado con enzimas es complejo, dependiendo no sólo de la cinética de la reacción sino también con las consideraciones prácticas como la necesidad de control de la temperatura, pH y frecuentemente la regeneración del catalizador, o su reemplazamiento. Todo aspecto práctico se debe especificar para cada proceso. (32, 38)

Los criterios de diseño necesarios involucran un factor de seguridad para permitir la posibilidad de agitaciones hidráulicas que varían el tiempo de retención. (40)

Los parámetros de importancia analizando y diseñando procesos de tratamiento biológico, están dados por las ecuaciones (2) y (4) cuando se usan junto con la ecuación (9). (32)

Para el sustrato y la concentración de células en el reactor, se deben tener las variables operacionales de alimentación de entrada, relación hidráulica de recirculación, concentración de la recirculación de lodos, velocidad de dilución y las constantes biológicas μ_m , K_s y Y . (42)

Los parámetros cinéticos propuestos en los modelos, se han evaluado y se muestran en la tabla IV. 1 (3)

La producción Y en términos de cantidad de biomasa producida de una cantidad dada de la fuente de carbón orgánico, es un parámetro importante en el diseño de los elementos que facilitan el tratamiento biológico de aguas de desecho, esto representa una gran porción de los lodos, de los cuales se puede disponer de un bioproducto del proceso. También la producción de la biomasa Y , es una de las constantes del crecimiento empleada en modelos cinéticos y en las ecuaciones de balance de masa y energía, usando para describir y predecir las características operacionales y por lo tanto el diseño del tratamiento del proceso. El mayor problema encontrado en el uso de Y como un parámetro de diseño y operación, es la selección de un valor numérico razonable, que se asignará a esta constante para un desecho específico, o tipo de agua de desecho. Es posible que muchas de las variaciones reportadas en el valor para Y es debido, como McCarty lo asentó, a las variaciones de las condiciones experimentales.

La producción se calculó como la relación del aumento de la concentración de sólidos biológicos a la disminución de la concentración de DQO, es decir, el peso de sólidos biológicos (mg) producidos por mg de DQO utilizado.

$$Y = \frac{\Delta \text{ sólidos biológicos}}{\Delta \text{ DQO}} \times 100$$

El DQO se empleó como una medida de la concentración de sustrato --

El tiempo de retención de sólidos biológicos (θ_c), es utilizado como un diseño primario para el reactor biológico (33, 19)

DISEÑO DE CARGAS: Varfa de 1.5 a 4.0 lb DBO/lb SSLM por día.

REQUERIMIENTOS DE OXIGENO: de 0.45 a 0.65 lb O_2 /lb DBO.

PRODUCCION DE MICROORGANISMOS: de 0.65 a 0.85 lb de sólidos/lb de DBO eliminado.

La concentración de SSLM (Sólidos suspendidos del licor mezclado) es mantenida alrededor de 1000 mg/lit en el tanque de aereación y el Tiempo de retención de dos horas (32)

REQUERIMIENTOS DE AEREACION: Las expresiones para las velocidades de utilización de oxígeno microbiano se han derivado expresando la velocidad de eliminación volumétrica de desecho (dF/dt), en base a la demanda química de oxígeno (DQO), la velocidad de utilización de oxígeno por unidad de volumen del reactor, para la asimilación microbiana por material de desecho microbiano es:

$$r_c = (1 - 1.42 Y) (dF/dt) + 1.42 bX \quad 1$$

en la cual: r_c = Velocidad de utilización volumétrica de oxígeno carbónico.

X = Concentración de la masa microbiana.

b = Coeficiente de Decaimiento de Microorganismos, tiempo⁻¹

La velocidad de utilización volumétrica de oxígeno aumentará cuando ocurre la nitrificación. Este aumento se puede estimar por:

$$r_n = \frac{4.57 (dNH_3 - N)}{dt} \quad 2$$

en la cual: $dNH_3 - N/dt$ es la velocidad volumétrica de conversión de NH_3 a NO_3 .

La velocidad de utilización volumétrica de oxígeno en un sistema de -

nitrificación, es la suma de las ecuaciones 1 y 2. En un digestor aeróbico $dF/dt = 0$ y la velocidad de utilización de oxígeno está dada por:

$$r_{\text{dig}} = 1.42 b_{\text{dig}} X_{\text{dig}} \quad 3$$

Los requerimientos del sistema de transferencia de oxígeno son el producto del volumen bajo de aereación y la velocidad de utilización de oxígeno apropiada. (33)

En la tabla IV.2 están dados los valores de los diseños de carga, requerimientos de oxígeno, producción de microorganismos, concentración de SSM y tiempo de retención para los diferentes tipos de aereación como son: La aereación convencional y la aereación extendida. (29, 32)

En un sistema operando, la mayor fuente de demanda de oxígeno carbonáceo efluente, son probablemente los sólidos suspendidos volátiles.

Las velocidades de oxígeno tomado, serían determinadas en sistemas de reactor de laboratorio. Las velocidades tomadas se pueden determinar indicando la velocidad de disminución de la concentración de oxígeno disuelto en el reactor con agitación, pero sin condiciones de aereación. (33)

REQUERIMIENTOS DE NUTRIENTES.- Los principales nutrientes son Nitrógeno y Fósforo. Basados en la composición promedio de la célula $C_5H_7NO_2$, se requerirá el 12.4% en peso de nitrógeno. La cantidad está basada en la masa de organismos producida por día. Los requerimientos de fósforo se considerarán una quinta parte de este valor. En general el agua de desecho contiene todos los nutrientes requeridos para el crecimiento apropiado de la-

célula. Si una gran parte del agua de desecho está compuesta de residuos industriales, la adición de nutrientes se hace necesaria.

El volumen del tanque de aereación requerido, se dividirá en dos o más unidades capaces de una operación independiente si la capacidad total excede de 5 000 ft³. (32)

1. Para el caso donde se considera un flujo ideal en una serie de reactores completamente mezclados, es en el que el efluente de un reactor sirve como flujo de entrada al siguiente reactor. Suponiendo que el substrato eliminado está gobernado por una reacción de primer orden, un balance de material en el n -ésimo reactor da:

Velocidad de cambio de substrato en el reactor.	=	Velocidad del substrato de entrada al reactor.	-	Velocidad del substrato de salida del reactor.	-	Velocidad del substrato eliminado en el reactor.
$\frac{dC_n}{dt}$	=	QC_{n-1}	-	QC_n	-	kC_nV_n
						1.1

donde: dC_n/dt = Velocidad de cambio del substrato en el reactor.

Q = Gasto

C_{n-1} = Concentración del substrato de entrada.

C_n = Concentración del substrato de salida.

k = Velocidad de eliminación del substrato.

Al estado estable ($dC_n/dt = 0$), la ecuación 1.1 queda:

$$\frac{C_n}{C_{n-1}} = \frac{1}{1 + k V_n/Q} \quad 1.2$$

Aplicando la ecuación 1.2 a n -reactores en serie resulta:

$$\frac{C_n}{C_o} = \frac{1}{(1 + k V/nQ)^n} \quad 1.3$$

donde: V = Volumen de todos los reactores en serie

n = Número de reactores en serie.

C_o = Concentración del sustrato de entrada.

Usando la ecuación 1.3, el volumen total V en términos de Q y k requeridos para varias eficiencias con 1, 2, 4, 6, 8 o 10 reactores en serie, se reporta en la tabla IV.3 y se muestra gráficamente en la figura 1.1.

En el extremo, como el número de reactores es incrementado, el volumen requerido se aproxima al de un reactor de flujo fijo, el cual se puede calcular con la ecuación 1.4.

$$V_r = \frac{Q}{k} \int_{C_o}^{C_e} - \frac{dC}{C}$$

donde: V_r = Volumen del reactor de flujo fijo.

C_o = Concentración del Sustrato de entrada.

C_e = Concentración del sustrato de salida.

De este análisis se puede concluir que para el sustrato eliminado y la cinética de primer orden, el volumen requerido para una serie de reactores completamente mezclados (4 o más), es considerablemente menor que el requerido para un reactor simple completamente mezclado. El volumen diferencial también aumenta al aumentar el orden de la reacción. Entonces, la forma de la expresión cinética gobernante puede afectar grandemente los requerimientos de volumen y se puede considerar en la selección de la geometría del reactor.

El volumen de reactores individuales es igual al valor de la tabla — IV.3 dividido por el número de reactores en serie.

2.- Para el caso de reactores con dispersión axial, cinética de primer orden y condiciones arbitrarias de entrada y salida (flujo no ideal),— provee de otro camino para interpretar los datos de la Tabla IV.3. Se considera que los valores intermedios representan el volumen requerido para — un reactor de flujo fijo con condiciones de dispersión variante.

Wehner y Wilhelm derivaron la siguiente ecuación para un reactor con— dispersión axial, cinética de primer orden y condiciones arbitrarias de — entrada y salida:

$$\frac{S}{S_0} = \frac{4a \exp(1/2d)}{(1+a)^2 \exp(a/2d) - (1-a)^2 \exp(-a/2d)} \quad 2.1$$

donde: S = Concentración del sustrato efluente.

S₀ = Concentración del sustrato de entrada.

$$a = \sqrt{1 + 4 ktd}$$

d = Factor de dispersión = D/uL

D = Coeficiente de dispersión axial, ft²/hr

u = Velocidad del fluido, ft/hr.

L = Longitud, ft.

k = Constante de reacción de primer orden

t = tiempo de retención, hr.

Para facilitar el uso de la ecuación 2.1, Thirumurthi desarrolló la — figura 1.2 en la cual el término kt se grafica vs S/S₀ para factores de —

dispersión variando de cero, para un reactor de flujo fijo ideal, a infinito, para un reactor completamente mezclado.

La concentración de substrato en el flujo de recirculación se puede — despreciar en la mayoría de los casos.

Para un aspecto práctico, es interesante notar que el tiempo de retención hidráulico de muchos de los reactores de flujo fijo y completamente — mezclados es casi el mismo. La razón es que la velocidad de eliminación — del substrato combinado (soluble y no soluble) para desechos domésticos, — es aproximadamente de orden cero, con respecto al substrato y es casi de — primer orden, con respecto a la concentración de las células. (32)

El proceso de lodos activados es el más efectivo y económico método — disponible para eliminar y estabilizar las concentraciones moderadas de ma — teria orgánica de las aguas de desecho. Por la variabilidad del flujo de — aguas de desecho, cargas y el procedimiento de control preciso, las plan — tas de lodos activados se deben sobrediseñar para realizar el funcionamien — to promedio deseado. (16)

El diseño de las unidades de lodos activados para el tratamiento de — materiales degradables, requiere considerable flexibilidad porque los valo — res de algunos parámetros de operación no pueden fijarse precisamente. Al — gunos de estos parámetros son: concentración de materiales desconocidos, — flujo del agua efluente, concentración de contaminantes, reacciones bioló — gicas. Estas dificultades se pueden vencer y las unidades adecuadamente — diseñadas, se basarán en los datos de operación, coleccionados de las uni —

dades de tratamiento. (50)

La primera técnica de diseño para el proceso de lodos activados, fue una aproximación hidráulica basada en la selección del tiempo de aereación que no se relaciona a los fundamentos de la reacción biológica. Así que, el tiempo de retención de los sólidos biológicos basados en el modelo cinético Monod, se ha propuesto para diseño y control del proceso de lodos activados y esto se ha demostrado en el laboratorio y en las plantas de operación. (21)

Para estas unidades se hacen las siguientes consideraciones:

- a) Mezclado completo en el reactor de lodos activados.
- b) La mayoría de la masa microbiana debe estar en el reactor de lodos activados.
- c) No debe haber variaciones en el flujo, o en las concentraciones — del sustrato de entrada, es decir, debe estar en condiciones de estado estable.
- d) Los desechos de entrada deben ser solubles.
- e) La relación entre la velocidad de crecimiento específico microbiana neta, la cual es igual a μ_c^{-1} y la concentración del desecho soluble efluente, están descritos por una función de saturación del tipo Monod.

Basados en estas consideraciones y la definición de μ_c , las ecuaciones de diseño que se muestran en la tabla IV.4, se pueden derivar de los balances de masa. El ambiente del reactor de lodos activados es manipulado para hacer favorable el crecimiento de las bacterias. (33)

Se usan muchos métodos para controlar el proceso de lodos activados.

Los tres parámetros de más aplicación para el diseño y operación son:

- 1.- Relación de alimento a microorganismos.
- 2.- La cantidad de sólidos suspendidos de licor mezclado (SSLM), o los sólidos suspendidos volátiles de licor mezclado (SSVLM).
- 3.- El tiempo de retención de sólidos.

El control se realiza variando la velocidad a la cual los lodos son desechados del sistema. Para los estudios de laboratorio, es necesario conocer la cantidad de alimento eliminado y la masa de sólidos biológicos en el sistema. (21)

El diseño del reactor de lodos activados, está basado en el concepto del empleo del tiempo de retención de sólidos biológicos (θ_c), como el parámetro independiente. El tiempo de retención de sólidos biológicos está definido por:

$$\theta_c = \frac{X_T}{(\Delta X / \Delta t)_T}$$

en la cual: X_T = Masa activa total en el sistema.

$(\Delta X / \Delta t)_T$ = Cantidad total de masa activa eliminada en el sistema diariamente.

Los valores típicos del tiempo de residencia celular esperado, usados en el diseño del proceso de lodos activados, se muestran en la Tabla IV.5.

(32)

El gasto parece ser la variable clave que afecta el desarrollo del proceso de lodos activados. (5)

REQUERIMIENTOS DE LOS DATOS DEL PROCESO.

Para el proceso biológico, los primeros estimados razonables de los coeficientes cinéticos para lodos activados, se pueden obtener de la literatura. Además los valores numéricos de los coeficientes son en esencia específicos para cada situación de tratamiento de aguas de desecho; se sugiere que los estudios de laboratorio y/o operaciones de planta piloto, se requieren para desarrollar la información apropiada del proceso.

Los requerimientos de datos para lodos activados se pueden subdividir en las siguientes categorías:

- 1) Crecimiento microbiano y las determinaciones de la utilización de los desechos, para evaluar los coeficientes biocinéticos (Y , b , k y K_s)
- 2) Medidas de oxígeno microbiano tomado para verificar las predicciones de las ecuaciones. (33)

Los datos requeridos para evaluar los coeficientes biocinéticos de lodos activados, serán desarrollados por una serie de operaciones a escala de laboratorio, o flujo continuo, o grandes reactores aeróbicos a varios valores de Q_c .

La temperatura del reactor de licor mezclado será mantenido a un valor especificado, entonces, la actividad microbiana y las características de sedimentación están influenciadas por la temperatura. La concentración de oxígeno disuelto en los reactores, se mantendrá a un nivel de operación especificado. El valor de Q_c para cada reactor se mantiene desechando día

riamente sólidos de licor mezclado. (33)

Es importante conocer la cantidad de lodos que se va a producir por dfa. Usando el tiempo de residencia celular esperado, los criterios de carga, la cantidad de lodos de que se va a disponer por dfa será:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{X}{\theta_c}$$

Como se vió, la cantidad de líquido dependerá del volumen del reactor.

Los requerimientos teóricos de oxígeno para un sistema de lodos activados se puede calcular:

$$O_2 \left(\frac{lb}{dfa} \right) = \text{Alimento utilizado por dfa.} - 1.42 \text{ Organismos desechados por dfa.}$$

En términos de dF/dt y dX/dt

$$O_2 \left(\frac{lb}{dfa} \right) = \frac{dF}{dt} - 1.42 \frac{dX}{dt}$$

El aire suministrado debe ser el adecuado para satisfacer el DBO del desecho, para la respiración de los organismos del lodo y proveer un mezclado adecuado. (32)

PROCEDIMIENTO DE DISEÑO.

Este procedimiento es más aplicable para sistemas de tipo completamente mezclados. Los datos de operación industrial y piloto para plantas de lodos activados, industrias de refinera y petroquímica, se muestran en las figuras 1.3 a 1.6. La figura 1.3 es una gráfica de DBO eliminado, como una función de la alimentación a la relación de los sólidos suspendidos del licor mezclado (SSVLM). El tiempo de residencia se puede determinar -

de esta gráfica, fijando la concentración de SSVLM en el basín de aerea—
ción.

La fig.1.4 es una gráfica de la eficiencia de DBO eliminado, como una
función de las libras de lodos producidos, por libra de DBO en el efluente.

La Fig.1.5 es una gráfica de la edad de los lodos, contra la eficien—
cia de DBO eliminado y da un método para examinar la validez del diseño da
do por las figuras 1.3 y 1.4.

La duración de los lodos, se calcula dividiendo el peso de microorga—
nismos en el basín de aereación/peso de lodos desechados cada dfa.

La Fig.1.6 es una gráfica de DBO eliminado, contra las libras de oxf—
geno requerido/lb de DBO eliminado. La curva de diseño sugerida describe—
un método para determinar los HP necesarios.

Requerimientos de Nitrógeno.—El nitrógeno teórico requerido es:

$$\text{lb de N}_2 \text{ por dfa} = \frac{\text{lb DBO/dfa}}{20 \text{ lb DBO/lb de N}_2}$$

El requerimiento teórico del fósforo es:

$$\text{lb de fósforo por dfa} = \frac{\text{lb DBO/dfa}}{100 \text{ lb DBO/lb de fósforo}}$$

El equipo para suministrar los nutrientes será diseñado 1.4 veces el—
teórico.

CORRECCION POR TEMPERATURA.

Las cuatro curvas de diseño anteriores están basadas en un rango de —
70 - 90°F. La operación a temperaturas de 35 - 70° son calculadas usando—
el siguiente procedimiento:

Calcular K_1 de:

$$K_1 = \frac{S_o (S_o - S_e)}{S_e X_v t}$$

S_o = DBO de entrada, mg/lit

S_e = DBO efluente, mg/lit

X_v = SSVLM

t = Tiempo de aereación, hr

K_1 = Coeficiente de velocidad de eliminación a 70°F

Usando K_1 calcular K_2 de:

$$K_2 = K_1 \theta^{(T_2 - T_1)}$$

T_1 = 21°C

T_2 = Temperatura nueva

θ = Coeficiente de temperatura.

K_2 = Coeficiente de eliminación de la nueva temperatura. (50)

La mayoría de los modelos de las plantas de tratamiento son diseñadas para operaciones a estado estable en condiciones de operación constante.

Infortunadamente, pocas plantas de tratamiento operan bajo condiciones uniformes. La carga orgánica y la carga hidráulica varían en la mayoría de los sistemas de tratamiento, pero las unidades de los sistemas completamente mezclados tienden a minimizar el impacto de ambas variables. —

V.- C O S T O S
=====

Cualquier proceso industrial viable depende grandemente de los procesos económicos favorables.

Los costos actuales para el equipo usado en los procesos para la disminución de la contaminación, se ven afectados por la velocidad del tiempo de investigación, debiendo ser ajustados por la inflación y por la localización de la región. Otros factores que afectan los costos son: Los impuestos, seguros, depreciación y las consideraciones de operación como reactivos químicos, labor, mantenimiento, tamaño del equipo, costos de producción.

El costo - capital y operación - para la industria de los compradores, se pasa a través de un ajuste en el precio del producto, por lo tanto, no todas las compañías incurren en el mismo aumento en el costo, por lo que se pueden tener diferentes grados de flexibilidad en el costo del proceso para la disminución de la contaminación. (9, 49)

Los costos de operación varían de acuerdo a la naturaleza del agua de desecho a tratar, al tipo y concentración de las sustancias químicas que se utilicen y a la calidad requerida para el efluente.

Los datos de las gráficas presentadas están basados en los modelos de costos de equipo, los cuales involucran una serie de ecuaciones de costos de ingeniería, que generan un diseño de ingeniería civil y mecánica.

En el caso de los reactores químicos, la dimensión de interés principal es el volumen. En la figura V.1 se muestran graficados el Volumen en-

ft^3 , contra costos para diferentes tipos de reactores.

Se considera al volumen la principal dimensión, debido a que el tamaño deseado para el reactor se calculará en base al volumen.

La selección final para el tipo de reactor estará influenciado por el costo. De esta gráfica se puede ver que hay una gran variación en los costos instalados para reactores de igual volumen. Las curvas presentadas en esta gráfica proveen de un uso particular en los procesos, permiten que — sean estimados los costos de muchos diferentes tipos de reactores, siendo comparados en una base de volumen. (8)

En la figura V.2 se presentan unos datos de costos para reactores de varios tamaños y materiales de construcción, en base al volumen, y en la Tabla V.1a., se presentan las especificaciones básicas para los reactores enchaquetados y agitados y un resumen de los costos de los reactores con base en su capacidad dada en galones y en el tipo de material en la tabla V.I. (11)

Las gráficas presentadas en la Fig.V.3a. y V.3b, son de datos de costo contra capacidad para dos tipos de equipo de proceso estandar resistentes a la corrosión.

La estandarización del equipo conduce a un costo favorable. El tan— que estandar será 10% mínimo más barato. (14,15)

La figura V.4 muestra una gráfica diseñada para basines de aereación de concreto. (2)

Procedimiento para escalar costos hacia el futuro y trasladar los da—

tos de una localidad a otra.

Ejemplo:

Para determinar el costo total de instalación para un determinado — equipo en la ciudad B, durante el segundo cuarto del año de 1975, teniendo los datos de la planta de operación de la ciudad A.

El costo se calcula de la siguiente forma:

- El primer período son los datos base (4^o cuarto 1973)
- El segundo período, cuando se hacen las gestiones (2^o cuarto 1975)
- El tercero y último período, cuando se instala el equipo (2^o cuarto 1976)

Para determinar el costo total instalado para el equipo en la ciudad B, en el 2^o cuarto de 1976, debemos calcular:

- a) Estimar los costos de la compra de equipo para el segundo cuarto de 1975.
- b) Costos de material (equipo menor) para el 2^o cuarto de 1975
- c) Costos de mano de obra para el 2^o cuarto de 1976.

Costos de la compra de equipo para el 2^o cuarto de 1975:

$$\left[\begin{array}{l} \text{Costos de equipo} \\ 4^{\text{a}} \text{ c. 1973.} \end{array} \right] \left[\frac{\text{Indices M \& S, 2}^{\text{a}} \text{ c. 1975}}{\text{Indices M \& S, 4}^{\text{a}} \text{ c. 1973}} \right] = \text{Costo estimado del } \text{---} \\ \text{equipo. 2}^{\text{a}} \text{ c. 1975}$$

Costos de material (equipo menor) para el 2^o cuarto de 1975.

$$\left[\begin{array}{l} \text{Costo total de} \\ \text{instalación,} \\ 4^{\text{a}} \text{ c. 1973} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{Costo de la compra} \\ \text{de equipo, 4}^{\text{a}} \text{ c.} \\ 1973 \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{Mano de} \\ \text{obra, -} \\ \text{hr-hom-} \\ \text{bre.} \end{array} \right] \times \left[\begin{array}{l} \text{Sueldo en A} \\ 4^{\text{a}} \text{ c. 1973} \end{array} \right] \times$$

$$\left[\frac{\text{Indice M \& S, 2}^{\text{a}} \text{ c. 1975}}{\text{Indice M \& S, 4}^{\text{a}} \text{ c. 1973}} \right] = \text{Costo estimado del material en el 2}^{\text{a}} \text{ c. 1975}$$

Costo de mano de obra para el 2o. cuarto de 1976.

$$\left[\begin{array}{l} \text{Mano de obra} \\ \text{en el 4º c.-} \\ \text{1973.} \end{array} \right] \left[\begin{array}{l} \frac{\text{Productividad en el 4o.c.1973}}{\text{Productividad en el 2º c.1976}} \\ \text{en B} \end{array} \right] = \begin{array}{l} \text{Costo estimado} \\ \text{de mano de } \text{---} \\ \text{obra en el 2º} \\ \text{c. de 1976.} \end{array}$$

Sumando estos costos se obtiene el costo de instalación del equipo en un año diferente y en otra localidad. (2)

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

=====

1.- El objeto de esta tesis, ha sido dar a conocer más ampliamente la función de los diferentes tipos de reactores biológicos utilizados en los sistemas de tratamiento de aguas de desecho, para ayudar a disminuir la contaminación que existe tanto en las aguas residuales urbanas como en las industriales, ya que el agua es uno de los elementos primordiales para la vida humana y es muy importante buscar su mejoramiento para aprovecharla tanto en el campo como en la industria, por lo que es de gran valor la función de los reactores.

La reacción de oxidación que se lleva a cabo debido a la presencia de los microorganismos, que consiste en convertir los compuestos orgánicos solubles en el agua de desecho, en compuestos orgánicos insolubles en agua, para ser eliminados después del sistema.

2.- La velocidad de reacción depende de las concentraciones de la alimentación y de la masa biológica, mejorándose por la formación de masa biológica adicional. Al igual que la calidad del efluente, depende de la concentración de microorganismos, tiempo de residencia, cantidad suficiente de nutrientes y de la presencia de oxígeno disuelto.

3.- La estabilización efectiva del desecho se puede asegurar controlando las condiciones ambientales y la velocidad de crecimiento de los microorganismos. Para asegurar que los microorganismos crezcan, deben permanecer en el sistema un tiempo prolongando para reproducirse. Este periodo depende de su velocidad de crecimiento, el cual se relaciona direc-

tamente con la velocidad a la que metabolizan o utilizan el desecho.

4.- La eliminación efectiva de los contaminantes por microorganismos depende de la facilidad de estos para absorberlos y metabolizarlos, del crecimiento dinámico del cultivo, tiempo de contacto entre microorganismos, contaminantes y condiciones ambientales; disponibilidad de nutrientes y régimen de mezclado.

5.- La recirculación de sólidos biológicos del clarificador al reactor, generalmente aumenta la concentración de células, pero también diluye el sustrato y baja el tiempo de residencia. Así que la recirculación de microorganismos no siempre beneficia el funcionamiento.

6.- En el tratamiento matemático de los procesos unitarios químicos y biológicos llevados a cabo, los modelos que generalmente se usan son el de flujo fijo y el de flujo continuamente mezclado, de los cuales el sistema de flujo fijo con recirculación, teóricamente es más eficiente en la estabilización del desecho más soluble.

El tipo de sistema completamente mezclado es de gran uso y opera eficientemente, principalmente en aplicaciones industriales donde el agua-efluente contiene concentraciones de materiales orgánicos tóxicos.

En la mayoría de los sistemas catalizados, la cinética de reacción favorecerá el uso de un reactor de lecho empacado de flujo fijo, sobre el de un reactor ideal agitado.

7.- El tratamiento biológico de desecho de lodos activados, es el más usado

versátil y eficiente de los procesos disponibles en sistemas de tratamiento biológicos aerados.

8.- Existen muchos procesos naturales y comerciales basados en el crecimiento microbiano aeróbico. Algunos ejemplos son:

La degradación del aceite en los océanos, sistemas de tratamiento de aguas sucias aeradas, muchos procesos de descomposición natural y aplicaciones a la agricultura, como es el caso del abono; en plantas de papel, petroquímicas, textiles, de alimentos procesados y otras industrias.

9.- La principal aplicación del proceso anaeróbico es la digestión de los lodos de aguas sucias concentrados y en el tratamiento de aguas de desecho industriales. Este tipo de procesos son de importancia en el campo municipal y no son muy usados en el industrial.

Comparado con el aeróbico, este proceso es más sensible para materiales tóxicos, pero el control es más difícil.

10.- Para el crecimiento de microorganismos, se ha encontrado que la velocidad es generalmente autocatalítica y se considera cinética de Primer Orden por facilidad.

11.- Un modelo matemático muy usado es la Ley de Michaelis-Menten, usada en la cinética de enzimas. Ha sido la base para el tratamiento Monod de crecimiento bacteriano.

La ecuación de Monod es la expresión más importante que se ha formulado para describir el crecimiento microbiano bajo ciertas condiciones. Este

modelo no funciona cuando las células responden a cambios en su ambiente.

12.-Las ecuaciones de un modelo químico estructurado se obtienen escribiendo los Balances de Masa para varios componentes del biomaterial en un sistema elegido apropiadamente y postulando la existencia de las expresiones cinéticas de velocidad que ocurren en el biomaterial o a su alrededor.

13.-Los parámetros cinéticos se presentan junto con el método de diseño, para determinar el tamaño del reactor y los requerimientos de recirculación. El método depende de la selección y determinación de las constantes cinéticas apropiadas, tiempo de retención y factores de concentración de la recirculación, cada uno de los cuales puede variar de acuerdo con cambios de las características del desecho y los procedimientos operacionales existentes.

El diseño de ingeniería para las unidades de un proceso de tratamiento biológico, emplea modelos empíricos interpolando la información obtenida de laboratorios y de plantas piloto, con los cuales se desarrollan curvas de comportamiento y cartas operacionales.

Normalmente, la planta de tratamiento de desecho se diseña en base a la carga que se agrega al sistema o sea, el gasto y los contaminantes que son usados para dimensionar las unidades involucradas.

14.-Cualquier proceso industrial viable depende en gran parte de los proce

sos económicos favorables.

Los costos para el equipo usado en los procesos para la disminución de la contaminación, se ven afectados por la velocidad del tiempo de investigación, debiendo ser ajustados por la inflación y por la localización de la región. Otros factores que afectan los costos son: Los impuestos, seguros, depreciación y las consideraciones de operación como reactivos químicos, labor, mantenimiento, tamaño del equipo y costos de producción.

Para mejorar las técnicas de tratamiento biológico anteriormente expuestas y con ello disminuir en todo lo posible la contaminación existente de las aguas, resultaría conveniente aunar a los esfuerzos de los ingenieros civiles (que son los que hasta ahora han realizado estos estudios), los conocimientos de los ingenieros químicos, creando así un trabajo de equipo que tendría como resultado el mejor aprovechamiento de las aguas, para lograr una mejor subsistencia del ser humano.

COEFICIENTES CINETICOS PARA SISTEMAS AEROBICOS DE CULTIVO MEZCLADO						
COMPOSICION DEL AGUA DE DESECHO	COEFICIENTES DE CRECIMIENTO:	COEFICIENTES DE DESECHO ELIMINADO		K_s (mg/lt)	COEFICIENTE BASE	TEMPERATURA (°C)
	Y (mgSSV/mg)	k_d (d ⁻¹)	k (mg/mg d ⁻¹)			
DESECHO DOMESTICO	0.5	0.055			DBO_5	
DESECHO DOMESTICO	0.67	0.048			DBO_5	20 - 21
DESECHO SINTETICO	0.65	0.18			DBO_5	
GLUCOSA	0.42	0.087	3.0	355	DBO_5	
GLUCOSA	0.59		3.3		DBO_5	10
DESECHO DOMESTICO	0.67	0.07	5.6	22	DQO	

T A B L A IV.2

PARAMETROS DE DISEÑO PARA AEREACION					
TIPOS DE	C A R G A	O ₂	DESECHOS SOLIDOS	CONCENTRACION	T.RETENCION
AEREACION	(lbDBO/lb SSLM/dfa)	(lbO ₂ /lbDBO material)	(lb sólidos/lbDBO Mat.Elim.)	SSLM (mg/lt)	(Hrs)
EXTENDIDA	0.03 - 0.1	1.3 - 1.8	0.1 - 0.2	3500 - 5000	18 →
CONVENCIONAL	0.3 - 1.2	0.7 - 1.2	0.35- 0.55	2000 - 4000	3 →

T A B L A IV.3

(32)

VOLUMEN REQUERIDO PARA REACTORES COMPLETAMENTE MEZCLADOS Y VARIAS EFICIENCIAS DE ELIMINACION				
NUMERO DE REACTORES EN SERIE	VOLUMEN REQUERIDO DE REACTOR Q/k			
	EFICIENCIA DE ELIMINACION			
	85%	90%	95%	98%
1	5.67	9.00	19.00	49.00
2	3.18	4.32	6.96	12.14
4	2.48	3.10	4.48	6.64
6	2.22	2.82	3.90	5.50
8	2.16	2.64	3.60	5.04
10	2.10	2.60	3.50	4.80
FLUJO FIJO	1.90	2.30	3.00	3.91

T A B L A IV.4

ECUACIONES DE DISEÑO DE ESTADO ESTABLE PARA REACTORES DE LODOS ACTIVADOS PARA COMPLETAMENTE MEZCLADOS CON RECIRCULACION	
TIEMPO DE RETENCION DE SOLIDOS BIOLÓGICOS	$\theta_c = \frac{X_T}{(\Delta X / \Delta t)_T}$
EFICIENCIA DE TRATAMIENTO ESPECÍFICO	$E_S = \frac{100 (S_o - S_f)}{S_o}$
CONCENTRACION DE SUBSTRATO SOLUBLE EFLUENTE	$S_f = \frac{K_s (1 + b \theta_c)}{\theta_c (Yk - b) - 1}$
MASA MICROBIANA TOTAL EN EL SISTEMA	$(X)(V) = \frac{YQ\theta_c (S_o - S_f)}{(1 + b \theta_c)}$
PRODUCCION DE SOLIDOS MICROBIANOS	$P_x = \frac{YQ (S_o - S_f)}{1 + b\theta_c}$
TIEMPO HIDRAULICO DE RETENCION	$\theta = \frac{V}{Q} = \theta_c [1 + r - r (X_r/X)]$
RELACION DE RECIRCULACION	$r = \frac{q}{Q}$

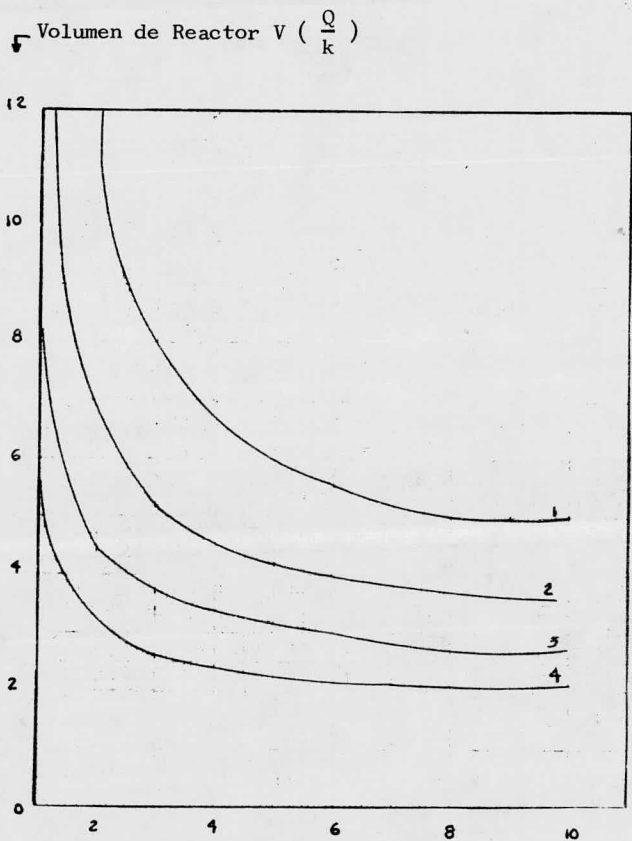
PARAMETROS DE DISEÑO PARA PROCESOS DE LODOS ACTIVADOS						
P A R A M E T R O						
PROCESO	θ_c , dfa	\bar{U} , lb DBO ₅ /lb SSVLM-dfa	Carga Volumétrica lb DBO ₅ /1000 ft ³	SSLM, mg/lt	V/Q, hr	Qr/Q
CONVENCIONAL	5 - 15	0.2 - 0.4	20 - 40	1500- 3000	4 - 8	0.25 - 0.5
COMPLETAMENTE MEZCLADO	5 - 15	0.2 - 0.6	50 - 120	3000- 6000	3 - 5	0.25 - 1.0
ETAPA DE AEREACION	5 - 15	0.2 - 0.4	40 - 60	2000- 3500	3 - 5	0.25 - 0.75
AEREACION EXTENDIDA	20 - 30	0.05 - 0.15	10 - 15	3000- 6000	18 - 36	0.75 - 1.50
AEREACION A ALTA VELOC.	5 - 10	0.4 - 1.5	100 - 1000	4000-10000	0.5- 2	1.0 - 5.0
SISTEMAS DE O ₂ PURO	8 - 20	0.25 - 1.0	100 - 250	6000- 8000	1 - 3	0.25 - 0.5



COSTOS DE REACTORES DE VARIOS TAMAÑOS Y MATERIALES DE CONSTRUCCION						
	CAPACIDAD DE REACTOR, GAL.					
MATERIALES	500	1 000	2 000	4 000	5 000	10 000
ACERO AL CARBON	3 550	5 430	7 440	--	13 430	---
TIPO 316 INOXIDABLE	6 880	10 560	15 810	--	23 830	34 840
N I Q U E L	9 020	13 330	19 950	--	30 800	44 550
VIDRIO ALINEADO	11 630	15 674	20 440	33 140	---	---

ESPECIFICACIONES BASICAS PARA REACTORES ENCHAQUETADOS, AGITADOS								
MATERIAL	P R O C E S O		C U B I E R T A		BOQUILLAS DE PROCESO	TIPO DE SELLO	No. DE BAFFLES	CORROSION PERM. In.
	Psig	°F	Psig	°F				
ACERO AL CARBON	50	353	125	353	9		4	1/16
TIPO 316 INOXIDABLE	50	353	125	353	9		4	1/16
NICKEL	50	353	125	353	9		4	1/16
VIDRIO ALINEADO	100	650	100	350	9		1	—

Fig. 1.1.- Vol. requerido de Reactor Vs No. de Reactores Completamente Mezclados en serie para varias eficiencias de eliminación

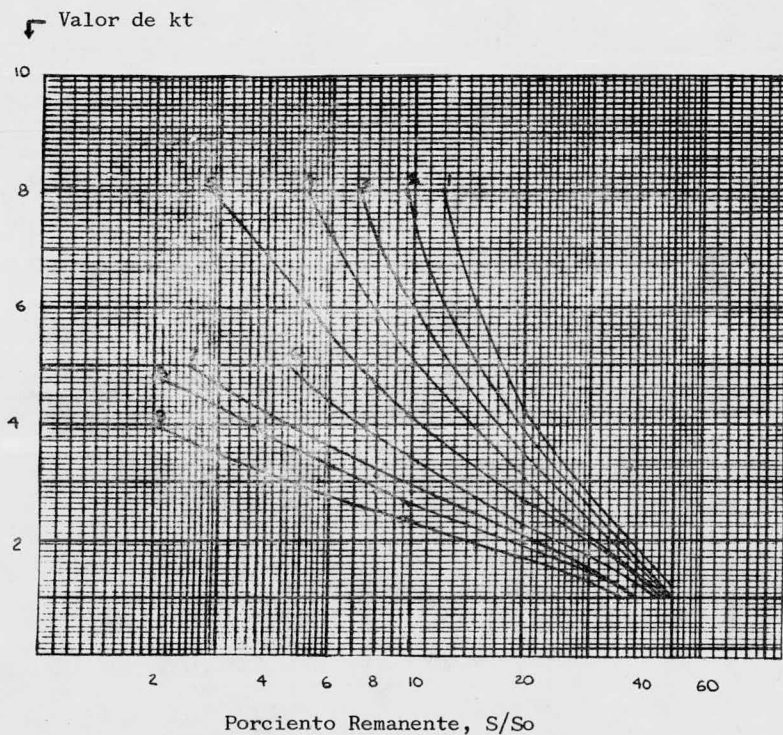


Núm. de Reactores Completamente Mezclados en Serie

(Vol. de Reactores Individuales = $\frac{V}{n}$)

- 1.- 98% eficiencia de eliminación
- 2.- 95%
- 3.- 90%
- 4.- 85%

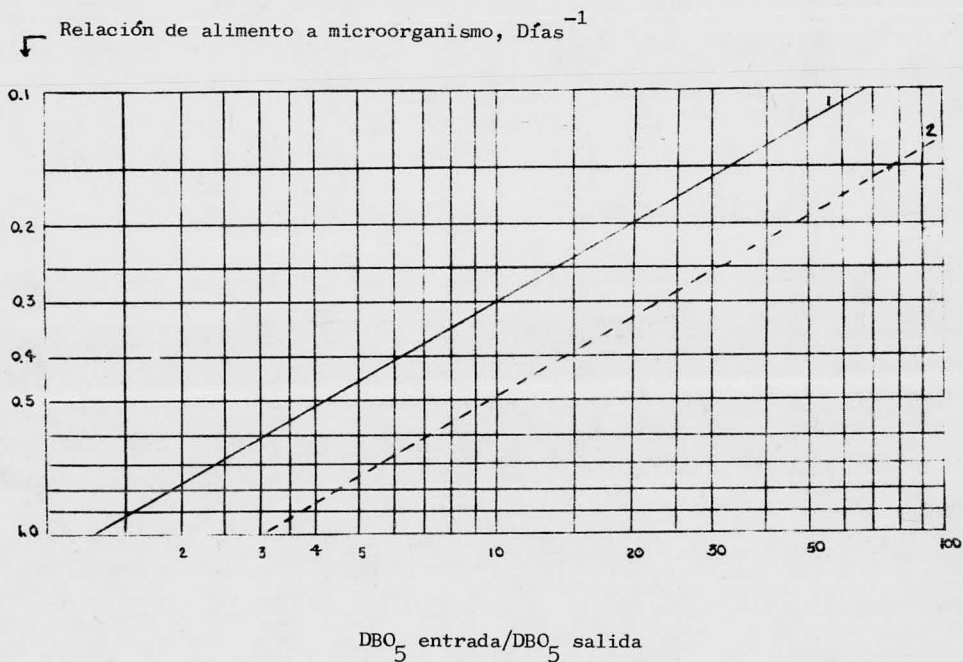
Fig. 1.2.- Valores de kt en la Ecuación Wehner y Wilhelm VS - el porcentaje remanente para varios factores de dispersión.



- 1.- Flujo completamente Mezclado $d = \infty$
- 2.- $d = 4$
- 3.- $d = 2$
- 4.- $d = 1$
- 5.- $d = 0.5$
- 6.- $d = 0.25$
- 7.- $d = 0.1$
- 8.- $d = 0.0625$
- 9.- Flujo Fijo $d = 0$

d = Factor de Dispersión

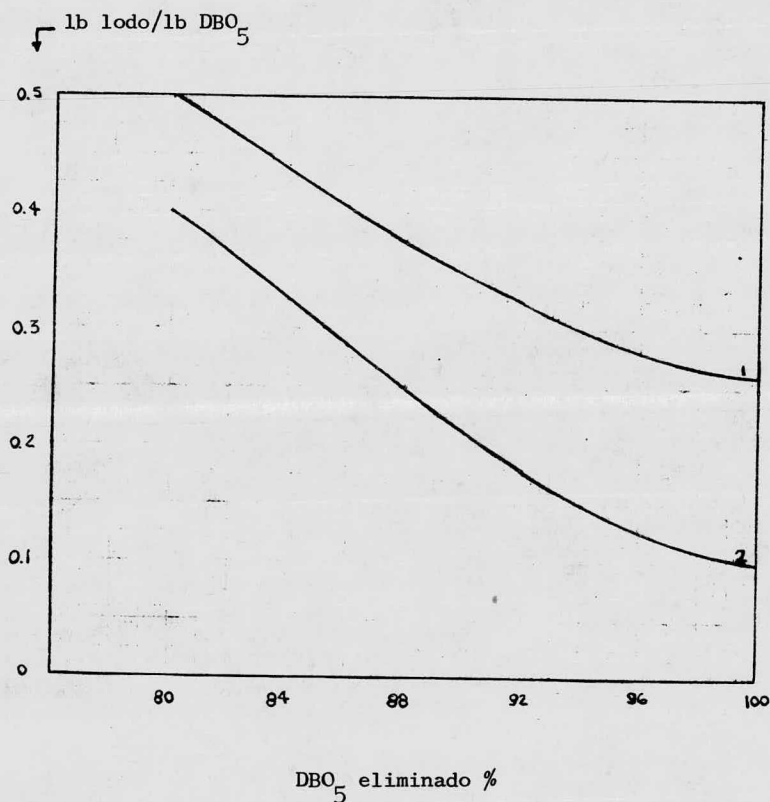
Fig. 1.3.- Relación entre la de la Reducción de DBO_5 y la relación de Alimento a microorganismo (50)



1.- Curva de diseño sugerida

2.- Funcionamiento esperado

Fig. 1.4.- Efecto de la Reducción
de DBO_5 en la Producción de Lodos (50)

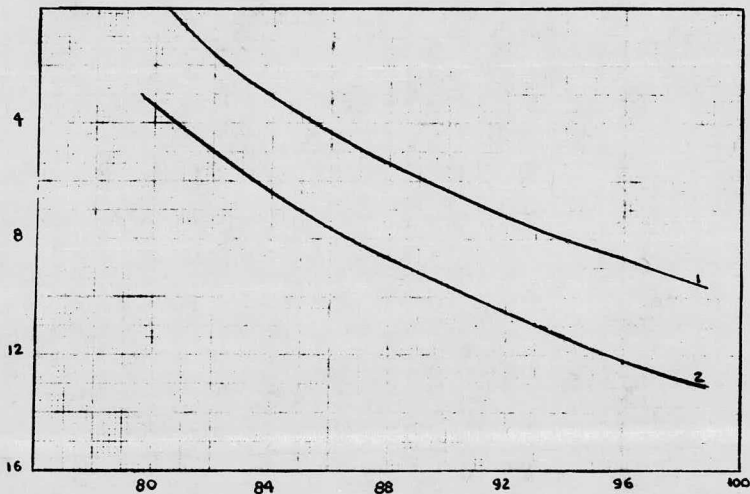


1.- Curva de diseño sugerida.

2.- Datos promedio de planta.

Fig. 1.5.- Efecto de la Reducción del DBO_5 en la producción de lodos en la unidad. (50)

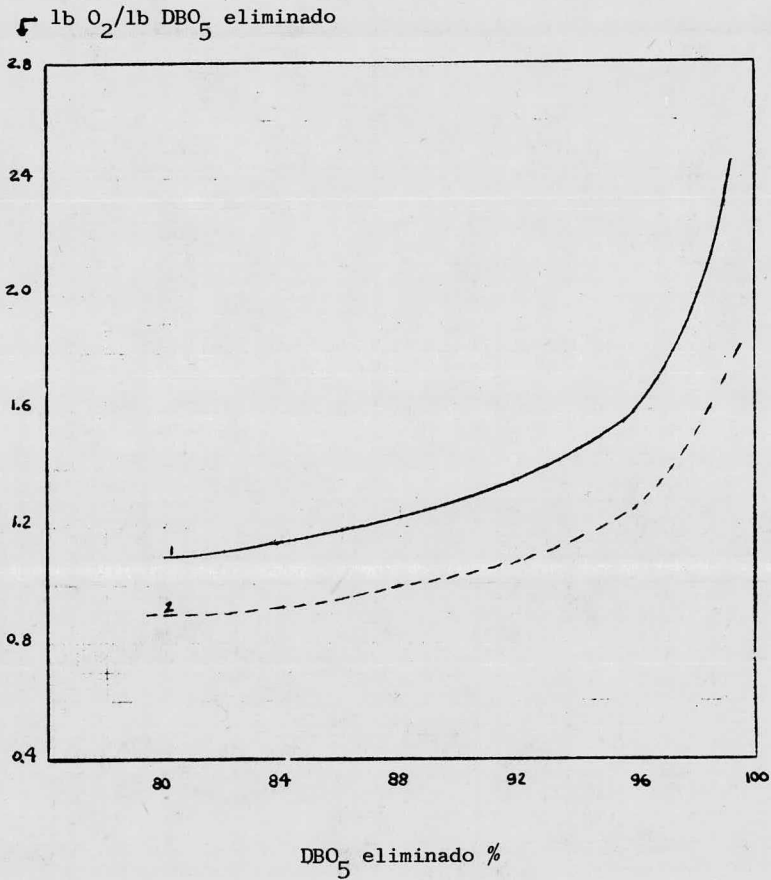
↙ Lodos resultantes, días



DBO_5 eliminado %

- 1.- Funcionamiento esperado.
- 2.- Curva de diseño recomendada.

Fig. 1.6.- Efecto del DBO₅ eliminado en la Demanda de O₂ (50)



T = 70 - 95°F (21 - 35°C)

1.- Curva de Diseño sugerida.

2.- Funcionamiento esperado.

Fig.3.1

Velocidad de utilización de Desechos por unidad de masa de
microorganismos $\frac{dF/dt}{x}$

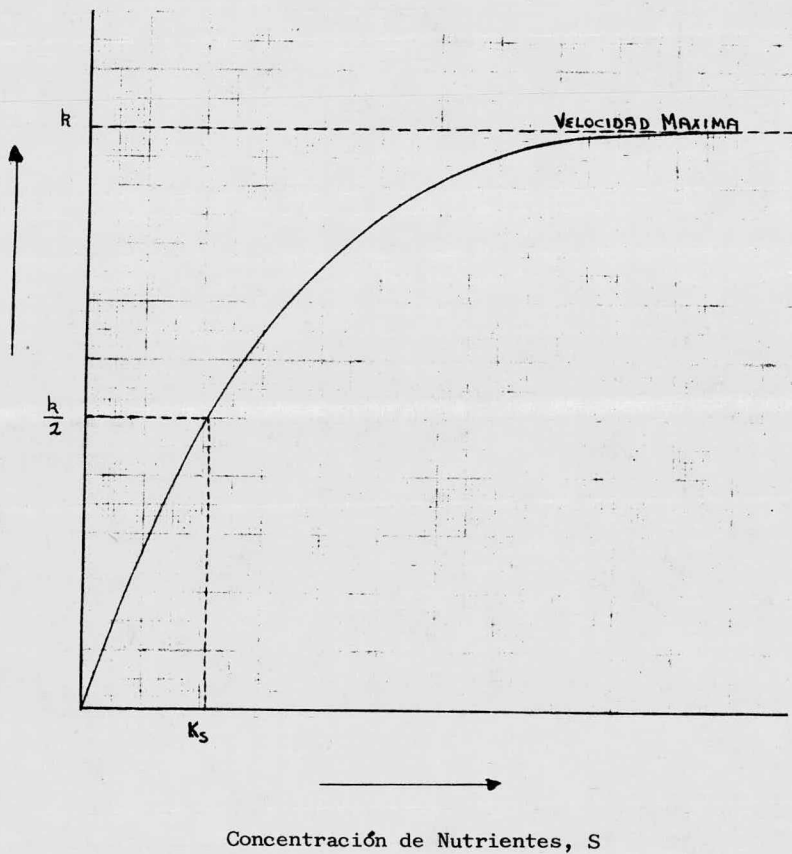
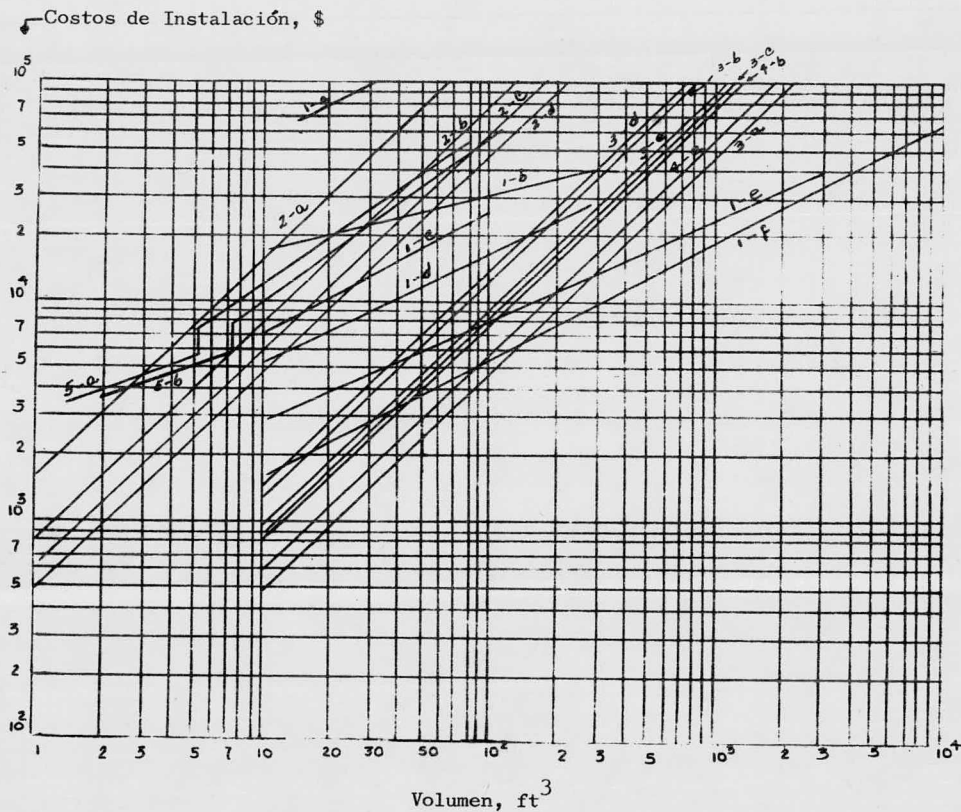


Fig. V.1.- Costos de Instalación de varios Tipos de Reactores en base al volumen.



1.- Tanques.

- a) Enchaquetado, P = 1500 psig
- b) Autoclaves
- c) Enchaquetado, P = 300 psig
- d) Enchaquetado, P = 50 psig
- e) Tanque agitado
- f) Tanque de almacenamiento

2.- Tubería soldada.

- a) 1 in.
- b) 2 in.
- c) 4 in.
- d) 6 in.

3.- Columna empacada.

- a) Vacía
- b) Anillos Raschig ($\frac{1}{2}$ in), 0.53 Frac. vacía
- c) Anillos Raschig (1 in), 0.68 Frac. vacía
- d) Sillas Berl ($\frac{1}{2}$ in), 0.53 Frac. vacía
- e) Sillas Berl (1 in), 0.69 Frac. vacía

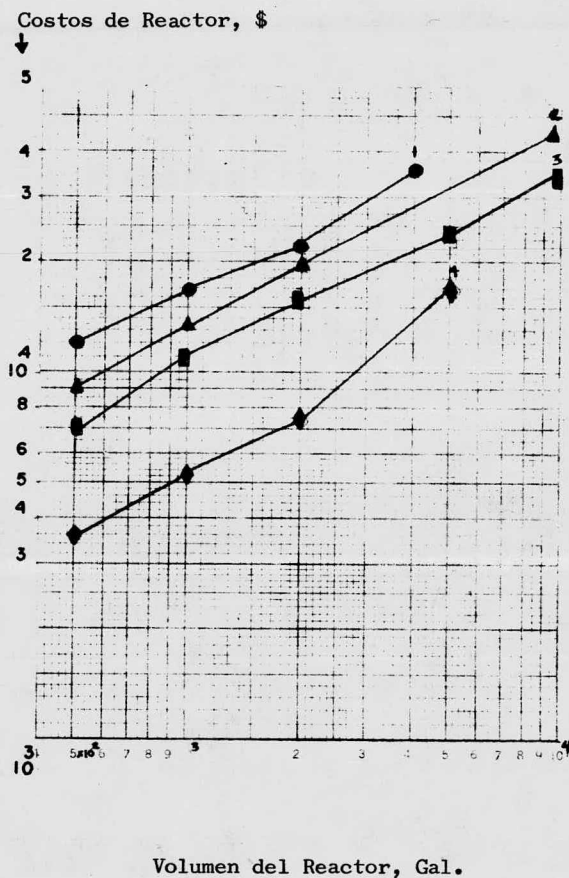
4.- Columna Empacada.

- a) Vacía
- b) Anillos Raschig (3 in), 0.74 Frac. vacía

5.- Intercambiadores de calor, Tipo 316 tubos-acero inoxidable, pitch triangular.

- a) Con tubos de $\frac{3}{4}$ in.
- b) Con tubos de 1 in.

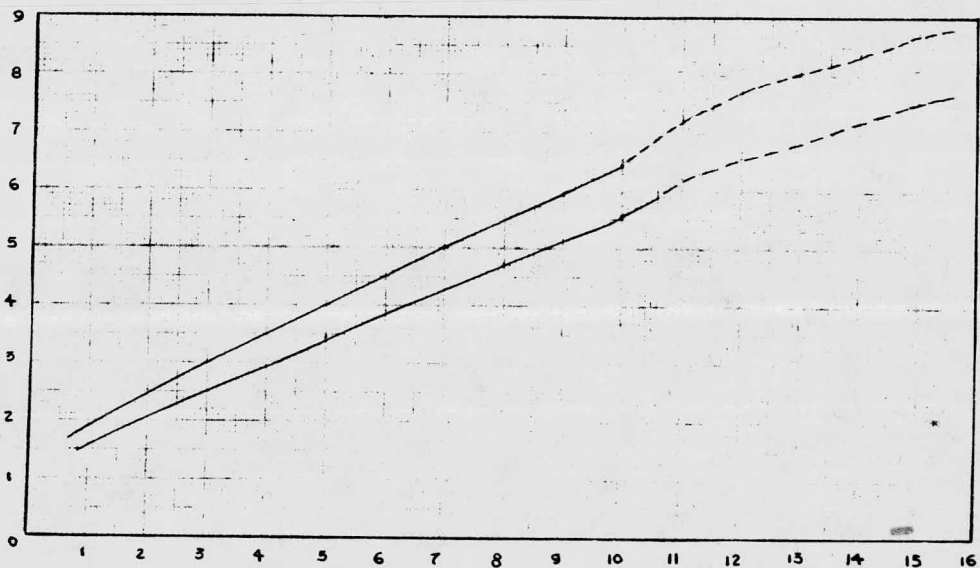
Fig. V.2.- Estimación de Costos de Reactores Enchaquetados,
Agitados y con Baffles



- 1.- Vidrio alineado
- 2.- Niquel
- 3.- Tipo 316 inoxidable
- 4.- Acero al carbón

Fig. V.3a.- Tanques de Acero Inoxidable Atmosféricos (15,14)

Costo, miles de dólares



Capacidad, miles de galones

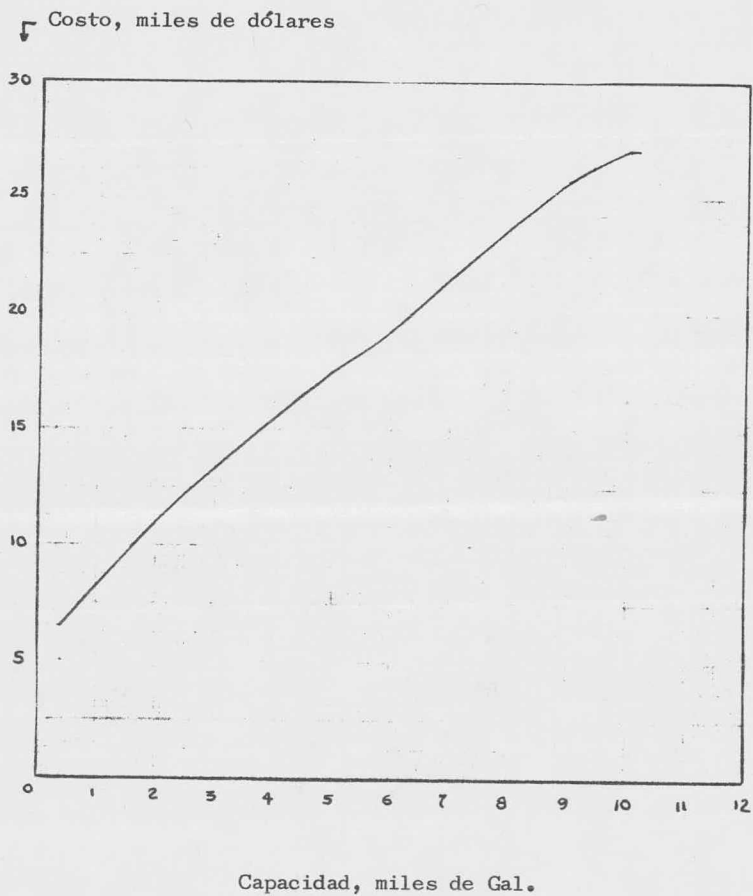
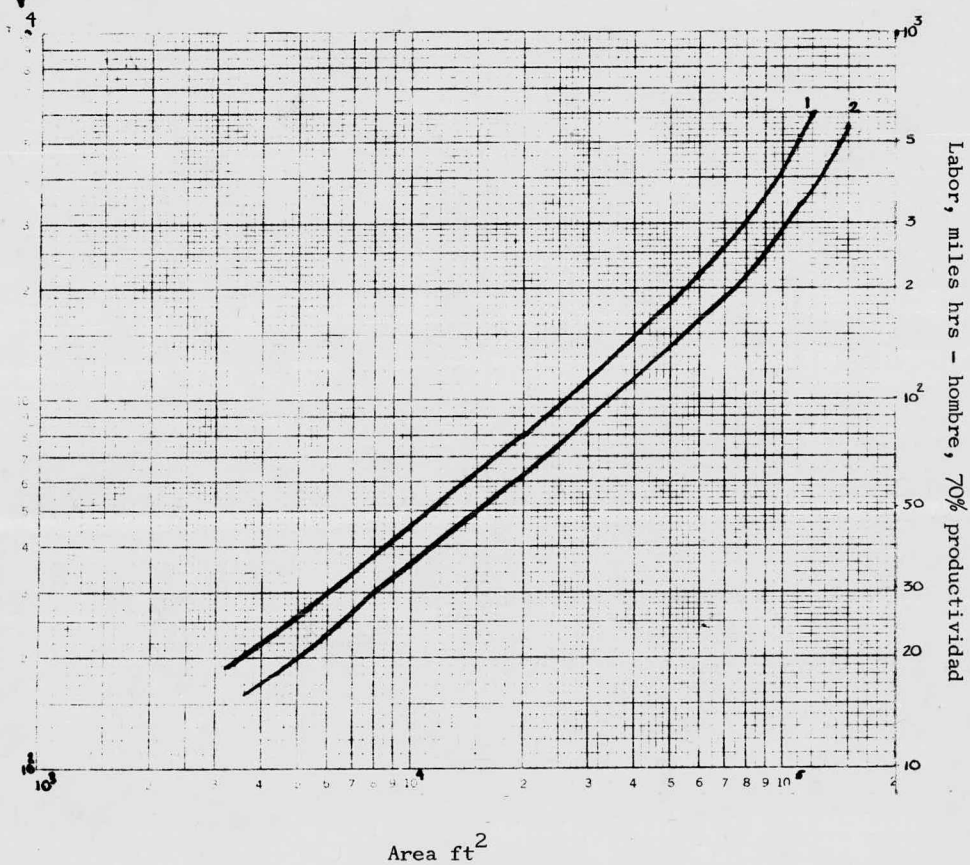
Fig. V.3b.- Reactores Enchaquetados. (14,15)

Fig. V.4.

Costos, miles de dólares 4^oc.1973



1.- Instalación hrs - hombre

2.- Costos del Basín, \$

VIII.-B I B L I O G R A F I A

- 1.- ATKINSON B. AND KNIGHTS A.J.- Microbial Film Fermenters: Their present- and future applications. Biotechnology and Bioengineering. XVII. 1245-1267. 1975.
- 2.- BLECKER H.G., EPSTEIN H.S. AND NICHOLS T.M.- How to Estimate and Escalate Costs of Wastewater Equipment. Chemical Engineering. 115-121. October 21, 1974.
- 3.- BONOTAN F.M.-DURA AND YANG P.Y.- The Application of Constant Recycle - Solids Concentration in Activated Sludge Process. Biotechnology and - Bioengineering.-XVIII.-145-165.-1976.
- 4.- BOYLE W.C. AND BERTHOUEX P.M.- Biological Wastewater Treatment Model - Building Fits and Misfits. Biotechnology and Bioengineering.-XVI.-1139-1159.-1974.
- 5.- BRYANT J.O. JR. Selection of Unit Operations and Unit Process for Wastewater Treatment System Control.-AIChE Symposium Series 71 (145) - 334-338.
- 6.- CHEN B.J., LIM H.C. AND TSAO G.T.- A Model for Bacterial Growth on - Methanol. Biotechnology and Bioengineering- XVIII.-1629-1633.-1976.
- 7.- CHU G.C., ERICKSON L.E. AND FAN L.T.- DYNAMIC BEHAVIOR OF A COMPLETE-Mixing Activated Sludge System. Biotechnology and Bioengineering.-XV.-1101-1121.-1973.
- 8.- CORRIGAN T.E., LEWIS W.E. AND MCKELVEY K.N.- What do Chemical Reactors Cost in Terms of Volume?.-Chemical Engineering 214-215.-May 22.1967.
- 9.- CUMMINGS J. AND SAXTON.- Chemical-Industry Costs of Water Pollution - Abatement.-Chemical Engineering. 106-113.-November 8 1976.
- 10.- DAVIS B.D.- Tratado de Microbiología. Capítulo I. Editorial Salvat. - Editores, S.A.
- 11.- DERRICK G.C.- Estimating The Cost of Jacketed Agitated and Baffled - Reactors.- Chemical Engineering. 272. October 9, 1967.
- 12.- DE WALLE F.B. AND CHIAN E.S.- Kinetics of Substrate Removal in a Completely Mixed Anaerobic Filter. Biotechnology and Bioengineering.XVIII 1275-1295.- 1976.

- 13.- DUNN I.J. AND MOR J.R.- Variable-Volume Continuous Cultivation.-Bio-
technology and Bioengineering.- XVII.-1805-1822.-1975.
- 14.- EPSTEIN L.D.- Cost of Standard- Sized Reactor and Storage Tanks.- Che-
mical Engineering.-160-161.-October 18, 1971.
- 15.- EPSTEIN L.D.- What do Jacketed Reactors Cost? Chemical Engineering.
- 16.- EVANGALISTA R.A., THOMPSON A.F.-Automatic Control of the Activated —
Sludge Process. 279-284.
- 17.- FINGER S.M., HATCH R.T. AND REGAN T.M.- Aerobic Microbial Growth in —
Semisolid Matrices: Heat and Mass Transfer Limitation. Biotechnology-
and Bioengineering.-XVIII.-1193-1218.-1976.
- 18.- FREDRICKSON. A.G.- Formulation of Structured Growth Models. Biotech-
nology and Bioengineering.- XVIII.- 1481-1486.-1976.
- 19.- GAUDY A.F. JR. AND RAMANATHAN M.- Variability in Cell Yield for Hete-
rogenous Microbial Populations of Sewage Origin Growth on Glucose. —
Biotechnology and Bioengineering XIII.-113-123. 1971.
- 20.- GOEL K.C. AND GAUDY A.F. JR.- Regulation of Nitrogen Levels for Hete-
rogenous Populations of Sewage Origin Grown in Completely Mixed Reac-
tors.-Biotechnology and Bioengineering.-XI.-79-98.-1969.
- 21.- HARBOLD H.S.- How to Control Biological Waste Treatment Processes.—
Chemical Engineering. 157-160.- December 6, 1976.
- 22.- HARPER H.A.- Manual de Química Fisiológica. Caps. 8 y 9. Editorial El
Manual Moderno, S.A.-1975.
- 23.- HSU K.H., ERICKSON L.E. FAN L.T.- Oxigen Transfer to Mixed Cultures —
in Tower System.- Biotechnology and Bioengineering.-XVII.-499-514. —
1975.
- 24.- JENNINGS P.A. AND SNOEYINK V.L.- Theoretical Model for a Submerged —
Biological Filter.-Biotechnology and Bioengineering.-XVIII.-1219-1273
1976.
- 25.- JOHNSON D.B. AND BERTHOUEX P.M.-Efficient Biokinetic Experimental De-
signs.- Biotechnology and Bioengineering.-XVII.-557-570.-1975.

- 26.- JOHNSON D.B. AND BERTHOUEX P.M.- Using Multiresponse Data to Estimate Biokinetic Parameters.- Biotechnology and Bioengineering.-XVII.- 571-583.- 1975.
- 27.- KLEI H.E., SUNDSTROM D.W. AND MOLVAR A.- Control de reactores Biológicos bien mezclados para Variaciones en la Concentración de Alimentación y Gasto.- J. Appl. Chem. Biotechnol.- 535-548.- 1975.
- 28.- LA MOTTA E.J.- Kinetics of Continuous Growth Cultures using the Logistic Growth Curve.- Biotechnology and Bioengineering.-XVIII.- 1029-1031 1976.
- 29.- LESPERANCE T.W.- Biological Treatment.- Chemical Engineering.-89-94 - October 14. 1968.
- 30.- MASON T.J. AND MILLS N.F.- Growth Kinetics of a Yeast Grown on Glucose or Hexadecane.- Biotechnology and Bioengineering.-XVIII.- 1337-1349.- 1976.
- 31.- MCHINNEY R.E.- Design and Operational Model for Complete Mixing Activated Sludge System.-Biotechnology and Bioengineering.-XVI.-703-722.- 1974.
- 32.- METCALF AND EDDY, INC.-Wastewater Engineering.- Edit.Mc.Graw-Hill.- Series in Water Resources and Environmental Engineering.-Cap. XXII.
- 33.- MIDDLETON A.C. AND LAWRENCE A.W.- Cost Optimization of Activated Sludge Systems.-Biotechnology and Bioengineering.-XVI.-807-826.- 1974.
- 34.- MISHRA P.N. FAN L.T AND ERICKSON L.E.- Application of Mathematical Optimization Techniques in Computer Aided Design of Wastewater Treatment System. AICHE Symposium Series.- 71 (145).- 136-145.
- 35.- MOORES C.W.- Wastewater Biotreatment: What it can and cannot do.-Chemical Engineering.-63-66.-December 25.- 1972.
- 36.- NAITO M.TAKAMATSU T. AND LEE E.S.- Model Identification of the Biochemical Oxidation Process.-Biotechnology and Bioengineering.- XI.- 731-743.- 1969.
- 37.- NYHOLM N.- A Mathematical Model for Microbial Growth under Limitation by Conservative Substrates.- Biotechnology and Bioengineering.-XVIII. 1043-1056.-1976.

- 38.- O'NEILL S.P., DUNNILL P. AND LILLY M.D.- A comparative Study of Immobilized Amyloglucosidase in a Packed Bed Reactor and a Continuous — Feed Stirred Tank Reactor.-Biotechnology and Bioengineering.- XIII.- 337-352.- 1971.
- 39.- PFEFFER J.T. AND KHAN K.A.- Microbial Production of Methane from Municipal Refuse.-Biotechnology and Bioengineering.-XVIII.-1179-1191.- 1976.
- 40.- POHLAND F.G. AND HUDSON J.W.- Aerobic and Anaerobic microbial Treatment Alternatives for Shellfish Processing Wastewaters in Continuous-Culture.- Biotechnology and Bioengineering.-XVIII, 1219-1247.- 1976.
- 41.- POHLAND F.G. AND GHOSH S.- Developments in Anaerobic Treatment Processes.- School of Civil Engineering, Georgia Institute of Technology - 85-106.
- 42.- RAMANATHAN M. AND GAUDY A.F. JR.- Steady-State Model for Activated - Sludge with Constant Recycle Sludge Concentration.-Biotechnology and Bioengineering.-XIII.-125-145.-1971.
- 43.- ROSE W.L. AND GORRINGE G.E.-Activated Sludge Plant Handles Loading - Variations.-The Oil and Gas Journal.-62-65.-October 2, 1972.
- 44.- ROSS L.W.- "Loading Velocity" in Aerobic Biological Waste Treatment-Systems.-Biotechnology and Bioengineering.-XIII.-449-450.-1971.
- 45.- RYDER D.N. AND SINCLAIR C.G., Model for The Growth of Aerobic Microorganisms under Oxygen Limiting Conditions.-Biotechnology and Bioengineering.-XIV.-787-798.-1972.
- 46.- SCOTT C.D. AND HANCHER C.W.- Use of a Tapered Fluidized Bed as a Continuous Bio reactor.-Biotechnology and Bioengineering.-XVIII.-1393-1403.- 1976.
- 47.- SUNDSTROM D.W., MOLVAR A.E. AND KLEI H.E.-Control de Reactores de — Lodos Activados por Recirculación de Lodos.-AIChE Symposium Series - 339-342.
- 48.- SUNDSTROM D.W., KLEI H.E. AND BROOKMAN G.T.- Response of Biological - Reactors to Sinusoidal Variations of Substrate Concentration.-Bio-technology and Bioengineering.- XVIII.-1-14.-1976.

- 49.- SURUCU G.A., ENGELBRECHT R.S. AND CHIAN E.S.K.- Thermophilic Microbiological Treatment of High Strength Wastewaters with Simultaneous Recovery of Single Cell Protein.-Biotechnology and Bioengineering.-XVII.-1639-1662.- 1975.
- 50.- THOMSON S.J.- How to Design Activated Sludge Units. Hydrocarbon Processing.- 99-102. August. 1975.
- 51.- TSUCHIYA H.M. Introductory Comments. Biotechnology and Bioengineering XII.- 645-649.- 1970.
- 52.- WANG D.I.C. AND HUMPHREY A.E.- Biochemical Engineering. Chemical Engineering.-108-120.-December 15.-1969.
- 53.- WILLIAMSON K.J.AND MCCARTH P.L.- Rapid Measurement of Monod Half Velocity Coefficients for Bacterial Kinetics.-Biotechnology and Bioengineering.-XVII.-915-924.-1975.
- 54.- WOODS J.L. AND O'CALLAGHAN J.R.- A Theoretical Analysis of Microorganism Cultivation in Cyclic Batch and Recirculating Plug Flow Processes.-Biotechnology and Bioengineering.-XVII.-779-784.-1975.
- 55.- YEN Y.C.- Bigger Reactors of More Recycle.-Hydrocarbon Processing. — 157-160.-January 1970.