

5.2  
201

---

# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

---

FACULTAD DE QUIMICA

DIMENSIONAMIENTO Y SELECCION TECNICO-ECONOMICA  
DE PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES: EJEMPLO  
DE APLICACION UTILIZANDO COMPUTADORAS PERSONALES



**TESIS MANCOMUNADA  
QUE PARA OBTENER  
EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
PRESENTAN:  
MARIA TERESA KANOGALVAN  
GRACIELA MUÑOZ RAMIREZ**

MEXICO, D.F., 1991.

**FALLA DE ORIGEN**



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

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

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

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

## INDICE

	Pag.
Indice	I
Lista de tablas	V
Lista de figuras	VI
Resumen	IX
1. Introducción	1
2. Cribado	
2.1 Descripción y fundamento	4
2.2 Algoritmo de cálculo	9
2.3 Diagrama de flujo	11
3. Desarenación	
3.1 Descripción y fundamento	12
3.2 Canal Parshall como elemento de control y aforo	15
3.3 Algoritmo de cálculo	20
3.4 Diagrama de flujo	23
4. Sedimentación	
4.1 Introducción	25
4.2 Sedimentación discreta o libre	
4.2.1 Descripción y fundamentos	26
4.2.2 Algoritmo de cálculo	36
4.2.3 Diagrama de flujo	39
4.2.4 Anexo sedimentación discreta	41
4.3 Sedimentación floculenta	
4.3.1 Descripción	42
4.3.2 Aspectos prácticos	43
4.3.3 Algoritmo de cálculo	
4.3.3.1 Datos experimentales	45
4.3.3.2 Datos típicos	51
4.3.4 Diagrama de flujo	
4.3.4.1 Datos experimentales	54
4.3.4.2 Datos típicos	58
4.3.5 Anexo	60

4.4 Sedimentación frenada y compactación	
4.4.1 Descripción y fundamento	62
4.4.2 Aspectos prácticos	70
4.4.3 Algoritmo de cálculo	
4.4.3.1 Datos experimentales	71
4.4.3.2 Datos típicos (Lodos activados)	75
4.4.3.3 Datos típicos (Aireación extendida)	76
4.4.3.4 Datos típicos (Contactores Biológicos rotatorios y Filtros percoladores)	77
4.4.4 Diagrama de flujo	
4.4.4.1 Datos experimentales	78
4.4.4.2 Datos típicos (Lodos activados y aireación extendida)	80
4.4.4.3 Datos típicos (Contactor biológico rotatorio y Filtro percolador)	81
4.4.5 Anexo	82
5. Lodos activados	
5.1 Descripción y fundamento	84
5.2 Regimen hidráulico	91
5.3 Cinética del proceso	92
5.4 Diseño	95
5.5 Producción de lodos	97
5.6 Requerimiento y transferencia de oxígeno	98
5.7 Algoritmo de cálculo	101
5.8 Diagrama de flujo	107
5.9 Anexo	111
6. Aireación extendida	
6.1 Descripción y fundamento	114
6.2 Algoritmo de cálculo	116
6.3 Diagrama de flujo	122

<b>7. Filtros percoladores</b>	
7.1 Descripción y fundamento	126
7.2 Aspectos prácticos	133
7.3 Algoritmo de cálculo	135
7.4 Diagrama de flujo	141
7.5 Anexo	143
<b>8. Contactor Biológico Rotatorio</b>	
8.1 Descripción y fundamento	146
8.2 Diseño	148
8.3 Aspectos prácticos	152
8.4 Algoritmo de cálculo	
8.4.1 Datos experimentales	153
8.4.2 Datos típicos	155
8.5 Diagrama de flujo	
8.5.1 Datos experimentales	156
8.5.2 Datos típicos	157
8.6 Anexo	158
<b>9. Lagunas de estabilización</b>	
9.1 Descripción y fundamentos	160
9.2 Algoritmo de cálculo	164
9.3 Diagrama de flujo	167
<b>10. Reactor anaerobio de lecho de lodos, UASB</b>	
10.1 Introducción	169
10.2 Descripción y fundamento	171
10.3 Diseño y aspectos prácticos	175
10.4 Algoritmo de cálculo	
10.4.1 Datos experimentales	177
10.4.2 Datos típicos	182
10.5 Diagrama de flujo	
10.5.1 Datos experimentales	188
10.5.2 Datos típicos	191
10.6 Anexo	195

<b>11. Digestión anaerobia de lodos</b>	
11.1 Descripción y fundamentos	196
11.2 Proceso biológico	197
11.3 Proceso de digestión anaerobia de lodos	201
11.3.1 Digestión anaerobia de baja tasa	203
11.3.2 Digestor anaerobio de alta tasa	204
11.3.3 Procedimiento de diseño del digestor	206
11.4 Producción de gas	206
11.5 Requerimiento de calor ( Digestor anaerobio de alta tasa)	208
11.6 Aspectos prácticos	211
11.7 Algoritmo de cálculo	212
11.8 Diagrama de flujo	217
<b>12 Evaluación económica</b>	<b>220</b>
12.1 Costos de construcción	223
12.2 Costos de operación y mantenimiento	223
12.3 Anexo	226
<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>238</b>

## LISTA DE TABLAS

v

Tabla	Pag
2.1 Información típica para rejas y rejillas de barras de limpieza manual y mecánica	5
3.1 Información típica de desarenadores de flujo horizontal	14
3.2 Dimensiones típicas de medidores Parshall (cm)	16
3.3 Límites de aplicación. Medidores Parshall con descarga libre	19
3.4 Valores del exponente $n$ y del coeficiente $K$	19
4.1 Coeficiente de arrastre $C_D$ para esferas	29
4.2 Valores de diseño (sedimentadores primarios)	43
4.3 Aspectos prácticos de sedimentación secundaria	70
6.1 Parámetros de diseño para los procesos de lodos activados y aireación extendida	115
7.1 Area superficial específica de algunos empaques	134
7.2 Comparación entre los filtros de alta y baja tasa	135
11.1 Valores típicos de los coeficientes $Y$ y $k_d$	208
11.2 Valores sugeridos de $e_c$	208
11.3 Coeficientes globales de transferencia de calor	210
12.1 Índices de costos de construcción y operación/mantenimiento de plantas de tratamiento de aguas residuales según la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos	222
12.2 Costo promedio de operación (dolares/ $Mm^3$ )	224

## LISTA DE FIGURAS

VI

Figura	Pag	
2.1	Criba de limpieza manual	6
3.1	Canal Parshall	14
3.2	Medidor Parshall	17
4.1	Fuerzas que actúan sobre una partícula discreta	28
4.2	Relación entre el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds	28
4.3.1	Modelo de un tanque de sedimentación discreta de partículas (Casos 1 y 2)	31
4.3.2	Modelo de un tanque de sedimentación discreta de partículas (Casos 3 y 4)	31
4.4	Geometría de la zona de sedimentación	32
4.5	Modelo de un tanque con sedimentación floculenta	33
4.6	Curva de porcentaje de remoción de sólidos suspendidos vs. tiempo	45
4.7	Curvas de isoeficiencia (h vs t) para los diferentes porcentajes de remoción.	46
4.8	Remoción total de sólidos suspendidos en función del tiempo (%SSR vs t)	47
4.9	Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos vs Carga superficial.	48
4.10	Curva de remoción de SS vs t	49
4.11	Lectura de la remoción obtenida al tiempo de diseño especificado	49
4.12	Remoción de SST vs Carga	53
4.13	Remoción de DBO <sub>5</sub> vs Carga	53
4.14	Columna de sedimentación de laboratorio	60
4.15	Representación esquemática de las zonas de sedimentación para lodos activados	63
4.16	Zona de asentamiento	64
4.17	Curva de sedimentación de lodos	65
4.18	Determinación de t <sub>2</sub>	67
4.19	Proceso de asentamiento	68
4.20	Gráfica de altura del lodo vs tiempo	71



4.21	Gráfica de h vs t (trazo de línea 1)	71
4.22	Gráfica de h vs t (trazo de línea 2)	72
4.23	Gráfica de h vs t (trazo de la mediatriz)	72
4.24	Gráfica de h vs t (trazo de la tangente)	72
4.25	Gráfica de h vs t (lectura del tiempo de diseño)	73
4.26	Zona de asentamiento	82
4.27	Determinación del tiempo requerido para obtener una concentración deseada en la purga del sedimentador secundario	83
5.1	Diagrama de flujo del proceso de lodos activados	84
6.1	Diagrama de flujo para el proceso de aireación extendida	115
7.1	Diagrama de un filtro percolador (Sección de corte)	127
7.2	Diagrama de las subcapas aerobia y anaerobia para un filtro percolador	128
7.3	Curva de $\log(S/S_0 \cdot 100)$ vs h	144
7.4	Curva de $\log(k/\text{Carga}^n)$ vs $\log(\text{Carga})$	145
7.5	Curva de $\log(S/S_0 \cdot 100)$ vs $(h/\text{Carga}^n)$	145
8.1	Unidad de un contactor biológico rotatorio	151
9.1	Sistemas de configuración	163
9.2	Remoción de $DBO_5$ por medio de la radiación solar como una función de la latitud	169
10.1	Esquema del flujo de energía en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales	170
10.2	Reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB)	171
10.3	Efecto de la variación del tiempo de retención ( $Tr_h$ ) en la eficiencia de remoción de la DQO en el reactor anaerobio	195
11.1	Esquema de las reacciones propuestas para la digestión anaerobia de lodos domésticos	201
11.2	Digestión anaerobia de una etapa	202
11.3	Digestión anaerobia de dos etapas	203

12.1	Costos de construcción vs flujo. Lodos activados (mezclado completo)	
12.1.1	Flujo entre 0 y 24 000 m <sup>3</sup> /día	227
12.1.2	Flujo entre 0 y 80 000 m <sup>3</sup> /día	228
12.2	Costos de construcción vs flujo. Aireación extendida	229
12.3	Costo de construcción. Filtro percolador	
12.3.1	Flujo entre 0 y 24 000 m <sup>3</sup> /día	230
12.3.2	Flujo entre 0 y 80 000 m <sup>3</sup> /día	231
12.5	Costo de construcción vs flujo. Lagunas de estabilización	232
12.6	Costo de construcción vs flujo. Reactor anaerobio de lecho de lodos	233
12.7	Costo de construcción vs flujo. Digestor anaerobio (alta tasa)	
12.7.1	Flujo entre 0 y 4000 m <sup>3</sup> /día	234
12.7.2	Flujo entre 0 y 80000 m <sup>3</sup> /día	235

## RESUMEN

El presente trabajo tiene por objetivo reunir la información necesaria para realizar un programa de computadora que efectúe el dimensionamiento de diferentes equipos de tratamiento de aguas residuales, tanto doméstica como industrial, con el fin de agilizar la toma de decisiones en la selección técnico-económica de procesos de tratamiento biológico de aguas residuales.

Primeramente se presentan los fundamentos teóricos de diversas operaciones unitarias utilizadas en el tratamiento de aguas residuales, las cuales son :

**Pretratamiento**

Cribado (rejjas y rejillas)

Desarenador

**Tratamiento primario**

Sedimentador primario

**Tratamiento secundario**

Lodos activados (mezclado completo)

Aireación extendida

Contactador biológico rotatorio

Filtro percolador

Reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB)

Lagunas facultativas

Sedimentación secundaria

**Tratamiento de lodos**

Digestor anaerobio

Estas operaciones constituyen los elementos básicos para la x integración de trenes de tratamiento.

Después de los fundamentos teóricos de una operación, se presenta un resumen de aspectos prácticos involucrados en el diseño de los diferentes equipos. Se presenta además un diagrama de flujo como base para la obtención de un programa en computadora. Como complemento a lo anterior, se incluye un ejemplo de cálculo elaborado en una computadora personal; éste presenta la secuencia de realización de los cálculos y propone una presentación de seis trenes diferentes de tratamiento de aguas residuales.

El dimensionamiento de los diferentes elementos del tren de tratamiento se puede realizar mediante datos típicos o experimentales; en el anexo correspondiente a cada capítulo se especifica el procedimiento para la obtención de los datos experimentales necesarios para el correcto diseño de los equipos.

Finalmente la evaluación económica se realiza para los seis diferentes trenes de tratamiento en forma global.

## INTRODUCCION.

En el desarrollo de los núcleos urbanos, se tiene la necesidad de proporcionar a la población agua potable para sus necesidades; sin embargo, cada vez es más claro que el agua no es un recurso natural ilimitado; en efecto, debido a su mal uso (desperdicio y contaminación), en la actualidad se tienen problemas de abastecimiento de agua.

Muchas fuentes naturales tienen un grado considerable de contaminación, debido a las descargas de aguas residuales tanto domésticas como industriales. El deterioro de la calidad del agua y el incremento sostenido de la demanda para diversos usos han ocasionado que se tome conciencia de la importancia de darle un empleo racional del recurso. Es así que el tratamiento de las aguas residuales e industriales se convierte en un elemento indispensable.

Los procesos de tratamiento de aguas residuales son muy variados; dependiendo de sus características, hay tratamientos físicos, fisicoquímicos y biológicos.

Para tratar las aguas residuales domésticas se utilizan, por lo general, procesos físicos (pretratamiento y tratamiento primario), seguido de un proceso biológico (tratamiento secundario); los lodos de purga se estabilizan por medio de los

procesos fisicoquímicos o biológicos (digestión). Las aguas residuales industriales por su gran variedad, requieren de la integración de un proceso específico.

El llegar al proceso más adecuado para un caso particular puede tomar tiempo debido a las pruebas de tratabilidad que se realizan en el laboratorio o a escala piloto y al procedimiento de selección del proceso que cumpla con los requerimientos técnico-económicos deseados. Tomando en cuenta lo anterior, y con objeto de acelerar la toma de decisiones, se realizó el presente trabajo, el cual es una herramienta a nivel de preselección entre diferentes opciones de tratamiento, que conduce al proceso que mejor satisface diversos criterios introducidos por el usuario.

En el texto se dan los fundamentos necesarios para comprender las operaciones unitarias que componen los trenes de tratamiento; se establece un algoritmo de cálculo para el dimensionamiento y, para completar la información propuesta, se muestra un diagrama de flujo, que es la base para obtener un programa de computadora. Para hacer patente esto, se realizó un programa demostrativo, el cual ejemplifica cómo se puede realizar un programa completo de dimensionamiento de trenes de tratamiento de aguas residuales.

El programa demostrativo se realizó con datos típicos para aguas residuales domésticas, pero se da información para que el usuario obtenga los parámetros de diseño cuando se tienen aguas residuales industriales.

La evaluación económica de los procesos se realiza globalmente con las curvas obtenidas de los reportes de la US EPA con una corrección para su aplicación en México.

## 2. CRIBADO.

### 2.1. Descripción y fundamento.

En el tratamiento preliminar de aguas residuales, la primera operación que se emplea para remover los sólidos flotantes y partículas gruesas es el cribado. Una criba es un equipo con aberturas de tamaño uniforme y puede consistir de barras paralelas, rejillas de alambre o platos perforados, por donde se hace pasar el agua residual.

El tamaño de las aberturas depende del tipo de agua de desecho y del tamaño y cantidad de material a remover. De acuerdo con el tamaño de las aberturas, estas se clasifican como cribas finas, medianas y gruesas. El término criba fina se aplica a platos perforados con agujeros circulares o pequeñas ranuras que tienen diámetros o anchos de 1 a 6 mm. Las cribas medianas son normalmente rejillas de barras con un claro de 6 a 38 mm y las cribas gruesas o rejas de barras tienen claros de más de 38 mm donde se remueven sólidos flotantes de gran tamaño. (Escritt & Hawarth, 1984)

#### 2.1.1. Rejas.

Las rejas de barras pueden limpiarse manual o mecánicamente. Las características de ambos tipos se comparan en la tabla 2.1.



Tabla 2.1. Información típica para rejas y rejillas de barras de limpieza manual y mecánica (Metcalf y Eddy, 1972)

Característica	Limpieza manual	Limpieza mecánica
Tamaño de la barra:		
ancho, mm	5 - 15	5 - 15
profundidad, mm	25 - 75	25 - 75
Separación entre barras, mm	25 - 50	15 - 75
Pendiente en relación a la vertical, grados	30 - 45	0 - 30
Velocidad de aproximación, m/s	0.3 - 0.6	0.6 - 1.0
Pérdida de carga permisible, mm	150	150

Rejas de limpieza manual. Las rejas de este tipo se utilizan frecuentemente en las instalaciones de pretratamiento de las plantas de tratamiento de aguas residuales de tamaño pequeño, y en estaciones de bombeo de agua residual antes de las bombas.

La longitud de la reja de limpieza manual no debe exceder de lo que pueda fácilmente retirarse a mano con un rastrillo. Los barrotes de la reja no serán menores de 10 mm de ancho por 50 mm de profundidad. Encima, en la prolongación de la reja, deberá colocarse una placa perforada para que los objetos retirados puedan almacenarse temporalmente para su drenado. En la figura 2.1 se muestra una reja de limpieza manual típica.

El canal donde se ubica la reja debe diseñarse de modo

que se evite la acumulación de arena y otros materiales pesados antes y después de la reja. Preferiblemente, el canal deberá ser recto, perpendicular a la reja, para procurar una distribución uniforme de los sólidos en la sección transversal al flujo y sobre la reja.

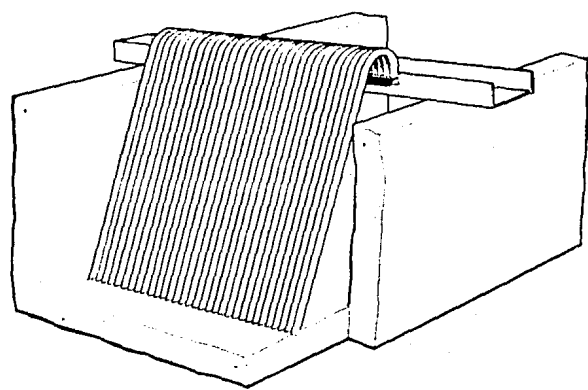


Fig. 2.1 Criba de limpieza manual. (Mara, 1976)

Con objeto de proporcionar suficiente superficie de reja para la acumulación de basuras entre las operaciones de limpieza, es esencial que la velocidad de aproximación se limite a unos 0.45 m/s a caudal medio. (Metcalf & Eddy, 1972)

Las pérdidas de carga en las rejillas de barras son función de la forma de la barra y de la energía cinética del flujo a través de las barras. La pérdida de carga se puede

determinar a partir de la siguiente ecuación : (Reynolds, 7  
1982).

$$hL = \frac{Vb^2 - Va^2}{2g} * \frac{1}{0.7} \quad (1)$$

donde :

hL : Pérdida de carga provocada por el elemento.

Va : Velocidad de aproximación.

Vb : Velocidad teórica entre barras.

g : Aceleración de la gravedad.

Conforme se acumulan las basuras, se obtura parcialmente la reja, lo que aumenta la pérdida de carga, sumergiendo nuevas zonas a través de las cuales pasará el agua. El diseño estructural de la reja debe ser adecuado para evitar su rotura en caso de que llegue a taponarse totalmente.

**Rejas de limpieza mecánica.** Este tipo de rejas es fabricada por varias empresas especializadas. Se determina por anticipado el tipo de equipo a utilizar, las dimensiones del canal de la reja, el intervalo de variación de la profundidad del tirante del canal, la separación entre barras y el método de control de la reja. Las rejas de limpieza mecánica pueden limpiarse según su construcción por la cara anterior o posterior; cada tipo tiene sus ventajas e inconvenientes.

Deberán instalarse dos o más unidades, de forma que una de ellas pueda estar fuera de servicio por razones de

mantenimiento. Si sólo hubiese una unidad instalada, será <sup>8</sup> absolutamente necesario que se prevea un canal de "bypass" con una reja de limpieza manual para su uso en caso de emergencia.

### 2.1.2 Rejillas.

Si se considera necesario, después de retener los sólidos de gran tamaño en las rejas, el agua pasa a través de rejillas para quitar los sólidos que hayan logrado pasar por las rejas de barras. Las diferencias principales entre rejas y rejillas es que las barras de las rejas tienen un diámetro mayor que las de las rejillas y el espacio entre barras en las rejas es mayor que en las rejillas. El procedimiento de cálculo y las consideraciones de diseño son esencialmente las mismas que para rejas. Se recomienda la instalación de ambas unidades de pretratamiento cuando el agua residual acarrea una cantidad importante de material grueso y voluminoso, de diversos tamaños. Tal es el caso de los canales o drenajes a cielo abierto.

2.2 Algoritmo de cálculo para el Cribado.  
Unidades de Rejas y Rejillas.

Canal de acercamiento.

1.- Establecer valores para los siguientes parámetros de diseño :

Q : flujo influente, m<sup>3</sup>/s.  
V : velocidad horizontal media de flujo, m/s.  
a : ancho del canal, m.  
nb : altura del bordo libre, m.

2.- Calcular el área hidráulica, A :

$$A = \frac{Q}{V} \quad (\text{m}^2)$$

3.- Calcular la altura del tirante hidráulico, h :

$$h = \frac{A}{a} \quad (\text{m})$$

4.- Calcular la altura total del elemento, H :

$$H = h + nb \quad (\text{m})$$

Unidad de Rejas o Rejillas.

5.- Establecer los siguientes valores :

D : diámetro de las barras, cm  
θ : ángulo con la horizontal, grados  
C : claro entre barras

6.- Calcular la longitud del elemento, L, al bordo del canal:

$$L \text{ al bordo del canal} = \frac{H}{\text{sen } \theta}$$

7.- Calcular el número de barras, nb :

$$nb = \frac{a - C}{C + D}$$

8.- Calcular el área húmeda de barras,  $A_b$  :

$$A_b = n * D * h \quad (\text{cm}^2)$$

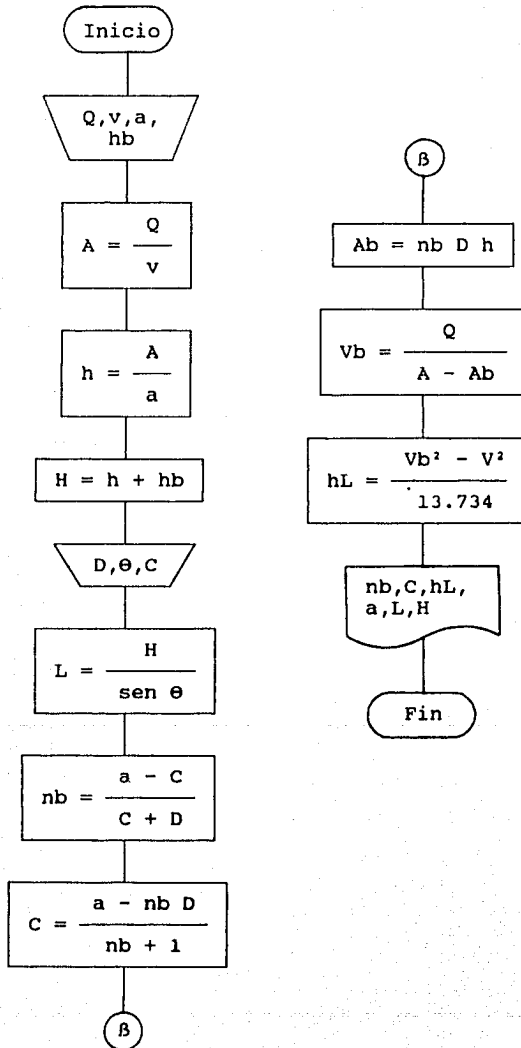
9.- Calcular la velocidad teórica entre barras,  $v_b$  :

$$v_b = \frac{Q}{A - A_b} \quad (\text{m/s})$$

10.- Calcular las pérdidas de carga,  $h_L$ , provocadas por el elemento :

$$h_L = \frac{v_b^2 - v^2}{2g} * \frac{1}{0.7} \quad (\text{m})$$

Diagrama de flujo para el  
Cribado.  
(Rejas y Rejillas)



### 3 DESARENACION.

#### 3.1 Descripción y fundamento.

La función de los desarenadores es separar arenas; y otros materiales pesados encontrados en los desechos crudos. Generalmente se retiene grava, arena, ceniza, vidrio molido, semillas, pequeños fragmentos de metales y otros sólidos inorgánicos pequeños. Es por lo general materia no putrescible; físicamente la arena es materia inerte que sedimenta más rápidamente que la materia orgánica putrescible.

Un desarenador es un equipo diseñado para que la velocidad de flujo sea tal que sólo los sólidos pesados con tamaños de 0.2 mm ó mayores sean depositados, mientras que los sólidos orgánicos ligeros quedan en suspensión. La remoción de arena del influente es necesaria para prevenir el desgaste y abrasión de las bombas y otros equipos que operan mecánicamente en el sistema, así como para evitar el taponamiento de tuberías y azolve de tanques; es decir para proteger los equipos que intervienen en el tratamiento de aguas de desecho. Existen dos tipos generales de desarenadores: de flujo horizontal y aireados. En el primero de ellos, el flujo atraviesa el desarenador en dirección horizontal, controlándose la velocidad del flujo mediante la propia geometría de la instalación o el uso de secciones de control provistas de vertederos especiales situados en el extremo aguas abajo del tanque. El tipo aireado consiste en



un tanque de aireación con flujo espiral, en el que la velocidad es controlada por la geometría del tanque y la cantidad del aire suministrado al mismo.

Los desarenadores de tipo horizontal son los más utilizados. Estos se diseñan para mantener una velocidad cercana a 0.3 m/s, la cual llevará las partículas orgánicas a través de la cámara y tenderá a resuspender cualquier partícula de este tipo que sedimente, pero permitirá retener las arenas. (Metcalf & Eddy, 1979)

El diseño de los desarenadores de flujo horizontal deberá ser tal que, bajo las condiciones más adversas, la partícula más ligera de arena alcance el fondo del canal antes de su extremo de salida. Normalmente, los desarenadores se proyectan para eliminar todas las partículas de arena que queden retenidas en un tamiz de malla 65 (diámetro de 0.21 mm), aunque muchos desarenadores hayan sido diseñados para eliminar partículas de arena retenidas en un tamiz de malla 100 (0.15 mm). (Metcalf & Eddy, 1979)

La sección de control fijará la profundidad en el canal, en función de la velocidad de sedimentación deseada; el área hidráulica se fija con el caudal y la velocidad longitudinal en el canal, y la longitud del elemento con el tiempo de retención hidráulico. Deberá preverse cierta longitud adicional para reducir la turbulencia que se produce

en la entrada y en la salida. En la tabla 3.1 se presentan <sup>14</sup> los datos representativos para desarenadores de flujo horizontal.

Tabla 3.1. Información típica de desarenadores de flujo horizontal (Metcalf & Eddy, 1979)

Característica	Valor	
	Intervalo	Típico
Tiempo de retención, s	45 - 90	60
Velocidad horizontal, m/s	0.25 - 0.4	0.3
Velocidad de sedimentación para la eliminación de:		
malla 65, m/min	1.0 - 1.3	1.15
malla 100, m/min <sup>a</sup>	0.6 - 0.9	0.75
Pérdida de carga en la sección de control como porcentaje de la profundidad del canal, %	30 - 40	36 <sup>b</sup>
Incremento en la longitud del canal por turbulencia en la entrada y salida	$2H_m^c - 0.5L^d$	

- a Si el peso específico de la arena es substancialmente menor de 2.65, deben usarse velocidades inferiores.  
b Sección de control del canal de aforo tipo Parshall.  
c  $H_m$  = profundidad máxima del desarenador.  
d  $L$  = longitud teórica del desarenador.

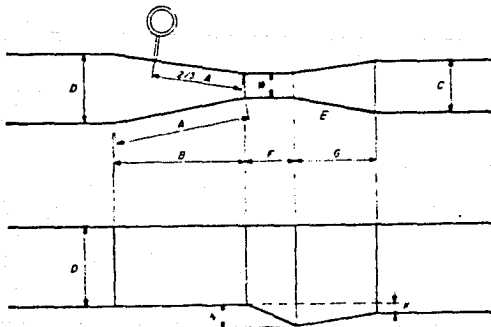


Fig.3.1 (Azevedo y Acosta, 1975)

### 3.2 Canal Parshall como elemento de control y aforo.

Para controlar la velocidad en los desarenadores se han utilizado vertederos proporcionales o medidores Parshall. Con estos últimos se realiza además la medición del caudal con relativa facilidad.

Un medidor Parshall consiste de una sección convergente, una sección de paredes verticales paralelas llamada garganta y una sección divergente, dispuestas en planta como muestra la figura 3.1. (Azevedo y Acosta, 1975)

Los medidores Parshall se indican nominalmente por el ancho de la garganta. El fondo, a nivel en la primera sección, es inclinado en la garganta con un declive de 9 vertical, 24 horizontal, cualquiera que sea su tamaño.

En la sección divergente, el fondo es ascendente a razón de 1 vertical : 6 horizontal en el caso de los medidores de 0.3 a 2.4 m. Para esos medidores, la diferencia de nivel entre el fondo aguas arriba y el fondo del extremo aguas abajo es de 7.6 cm. (Azevedo y Acosta, 1975)

Los menores medidores empleados son los de 2.54 cm (1") y el mayor construido hasta hoy mide 15.24 m. y tiene una capacidad para 85000 l/s. (Azevedo y Acosta, 1975)

Las dimensiones aproximadas para los medidores Parshall

de 0.3 a 2.4 m. pueden ser determinadas como sigue :

$$F = 0.610 \text{ m};$$

$$G = 0.915 \text{ m};$$

$$B = 0.49W + 1.194(m);$$

$$C = W + 0.305;$$

$$D = 1.196W + 0.479.$$

La tabla 3.2. incluye las dimensiones típicas para los medidores hasta de 3 m.

Tabla 3.2. Dimensiones típicas de medidores Parshall (cm) (Azevedo y Acosta, 1975)

W	A	B	C	D	E	F	G	K	N
2.5	36.3	35.6	9.3	16.8	22.9	7.6	20.3	1.9	2.9
7.6	46.6	45.7	17.8	25.9	38.1	15.2	30.5	2.5	5.7
15.2	62.1	61.0	39.4	40.3	45.7	30.5	61.0	7.6	11.4
22.9	88.0	86.4	38.0	57.5	61.0	30.5	45.7	7.6	11.4
30.5	137.2	134.4	62.0	84.5	91.5	61.0	91.5	7.6	22.9
45.7	144.9	142.0	76.2	102.6	91.5	61.0	91.5	7.6	22.9
61.0	152.5	149.6	91.5	120.7	91.5	61.0	91.5	7.6	22.9
91.5	167.7	164.5	122.0	157.2	91.5	61.0	91.5	7.6	22.9
122.0	183.0	179.5	152.5	193.8	91.5	61.0	91.5	7.6	22.9
152.5	198.3	194.1	183.0	230.3	91.5	61.0	91.5	7.6	22.9
183.0	213.5	209.0	213.5	266.7	91.5	61.0	91.5	7.6	22.9
213.5	228.8	224.0	244.0	303.0	91.5	61.0	91.5	7.6	22.9
244.0	244.0	239.2	274.5	340.0	91.5	61.0	91.5	7.6	22.9
305.0	274.5	427.0	366.0	475.9	122.0	91.5	183.0	15.3	34.3

El flujo a través de un medidor Parshall se puede verificar en dos condiciones diferentes que corresponden a dos regimenes distintos :

- a) Flujo o descarga libre;
- b) ahogamiento o sumersión.

En el primer caso, la descarga se hace libremente como en los vertedores, en que la vena vertiente es independiente de las condiciones aguas abajo.

El segundo caso ocurre cuando el nivel de aguas abajo es suficientemente elevado para influir y retardar el flujo a través del medidor; es el regimen comúnmente señalado como descarga sumergida, de características diferentes de aquellas que se emplean para los vertedores. Para este segundo caso, habría propiedad en designarlo como canal Venturi.

El ahogamiento es causado por las condiciones de aguas abajo, obstáculos existentes, falta de declive o niveles obligados en tramos o unidades subsecuentes.

En el caso de flujo libre es suficiente medir la carga  $H_p$  para determinarse en caudal (fig. 3.2). Si el medidor es ahogado, será necesario medir también, una segunda carga  $H_{p2}$  en un punto próximo a la sección final de la garganta (fig. 3.2). (Azevedo y Acosta, 1975)

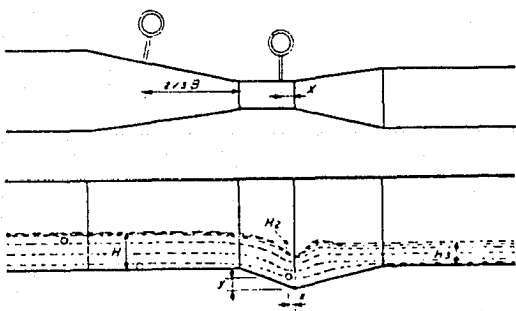


Fig. 3.2. (Azevedo y Acosta, 1975)

La relación  $(H_{p2}/H_p)$  constituye la razón de sumersión. Si el valor de  $H_{p2}/H_p$  es igual o inferior a 0.60 (60%) para

los Parshall de 7.6, 15.2 y 22.9 cm, o igual o inferior a 0.7 (70%) para los medidores de 0.3 a 2.4 m., la descarga será libre.

Cuando el Parshall es seguido de un canal o de una unidad de tratamiento, en que se conoce el nivel de agua, la verificación del régimen de flujo en el medidor es inmediata, bastando calcular la sumergencia (razón  $H_p2/H_p$ ).

En la práctica siempre que sea posible se tratará de tener la descarga libre, por el hecho de requerir una medición de carga única.

La selección del medidor Parshall de tamaño más conveniente para cualquier gama de caudales involucra consideraciones como las siguientes; ancho del canal existente, tirante del agua en ese canal, pérdida de carga admisible, posibilidad de caudales futuros diferentes, etc.

Como primera indicación, conviene mencionar que el ancho de la garganta ( $W$ ) frecuentemente está comprendido entre un tercio y la mitad del ancho de los canales existentes. Esto, sin embargo, no se aplica a los canales con tirantes bajos o a los muy profundos o estrechos.

La tabla 3.3 muestra los límites de aplicación para los medidores, considerando el funcionamiento en régimen de descarga libre. (Azevedo y Acosta, 1975)

Tabla 3.3. Límites de aplicación. Medidores Parshall con 19 descarga libre. (Azevedo y Acosta, 1975)

W (cm)	(pie)	Capacidad (m <sup>3</sup> /s)	
		Mínima x 10 <sup>3</sup>	Máxima x 10 <sup>3</sup>
7.6	3 *	0.85	53.8
15.2	6 *	1.52	110.4
22.9	9 *	2.55	251.9
30.5	1	3.11	455.6
45.7	1½	4.25	696.2
61.0	2	11.89	936.7
91.5	3	17.26	1426.3
122.0	4	36.79	1921.5
152.5	5	62.80	2422.0
183.0	6	74.40	2929.0
213.5	7	115.40	3440.0
244.0	8	130.70	3950.0
305.0	10	200.00	5660.0

\* en pulgadas

La expresión para calcular el caudal a partir de la altura del líquido medida en el canal Parshall es como sigue:

$$Q = K H^n$$

la tabla 3.4. contiene los valores del coeficiente K y del exponente n.

Tabla 3.4. Valores del exponente n y del coeficiente K. (Azevedo y Acosta, 1975)

W (cm)		n	K (unidades métricas)
7.60	3"	1.547	0.176
15.20	6"	1.580	0.381
22.90	9"	1.530	0.535
30.50	1'	1.522	0.690
45.70	1½'	1.538	1.054
61.00	2'	1.550	1.426
91.50	3'	1.566	2.182
122.00	4'	1.578	2.935
152.50	5'	1.587	3.728
183.00	6'	1.595	4.515
213.50	7'	1.601	5.306
244.00	8'	1.606	6.101

### 3.3 Algoritmo de cálculo para la Unidad de Desarenación.

Longitud útil y canal de salida del desarenador.

1.- Establecer los siguientes parámetros de diseño :

Q : flujo influente de diseño, m<sup>3</sup>/s  
v : velocidad horizontal media del flujo, m/s  
tr : tiempo de residencia teórico, s  
hb : altura del bordo libre, m

2.- Calcular el área hidráulica, A :

$$A = \frac{Q}{v} \quad (\text{m}^2)$$

3.- Elegir si se establece :

- a) v<sub>sed</sub> : velocidad de sedimentación de la partícula, m/min (ver tabla 3.1)  
b) a: ancho del canal, m

3.1. Si se establece el ancho del canal, a, calcular el tirante hidráulico, h (de diseño) :

$$h = \frac{A}{a} \quad (\text{m})$$

Ir al paso 4.

3.2. Si estableció la velocidad de sedimentación, v<sub>sed</sub> :

3.2.1 Calcular la altura del tirante hidráulico, h :

$$h = \frac{v_{sed} \cdot tr}{60} \quad (\text{m})$$

3.2.2 Calcular el ancho del canal, a :

$$a = \frac{A}{h} \quad (\text{m})$$



4.- Calcular la altura total del elemento, H (de diseño) :

$$H = h + h_b \quad (m)$$

5.- Calcular la longitud teórica del elemento, Lt :

$$L_t = v \cdot t_r \quad (m)$$

6.- Cálculo de la longitud del canal de amortiguamiento, La:

El criterio para amortiguar turbulencia en la entrada y salida del desarenador es proveer de una longitud equivalente a dos veces el tirante o la mitad de la longitud teórica del canal. (Metcalf & Eddy 1979 pp.323)

$$La \text{ esta entre } (2 \cdot h) \text{ y } (0.5 \cdot L_t)$$

Establecer longitudes de amortiguamiento dentro del rango anterior.

La (entrada) : longitud de amortiguamiento a la entrada, m

$$La \text{ (entrada) } = 2 h$$

La (salida) : longitud de amortiguamiento a la salida, m.

$$La \text{ (salida) } = 2 La \text{ (entrada)}$$

$$La = La \text{ (entrada) } + La \text{ (salida) } \quad (m)$$

$$La = 6 H$$

7.- Calcular la longitud del elemento, L :

$$L = La + L_t \quad (m)$$

8.- Las arenas serán retenidas en el fondo del canal, en un volumen proporcionado por una zanja.

Establecer :

ha : profundidad de la zanja para arenas, cm.

Calcular el volumen para retención de arenas :

$$V = (La \text{ (entrada) } + L_t) \cdot a \cdot ha \quad (m^3)$$

El tirante del canal sin arenas se incrementa por lo tanto :

$$h \text{ real} = h \text{ (diseño) } + ha$$

(sin afectar el tramo de amortiguamiento a la salida).

También se incrementa la altura total del elemento :

$$H \text{ real} = H (\text{diseño}) + h_a$$

Medidor Parshall.

9.- De acuerdo con el flujo de influente, y por medio de la Tabla 3.3, seleccionar un tamaño de garganta W apropiado.

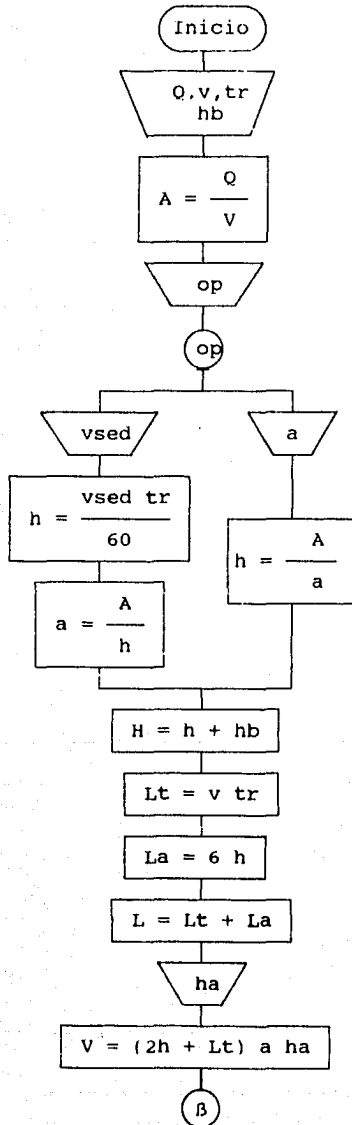
En la Tabla 3.2, se obtienen las cotas del canal, correspondientes al ancho de garganta seleccionado, es decir :

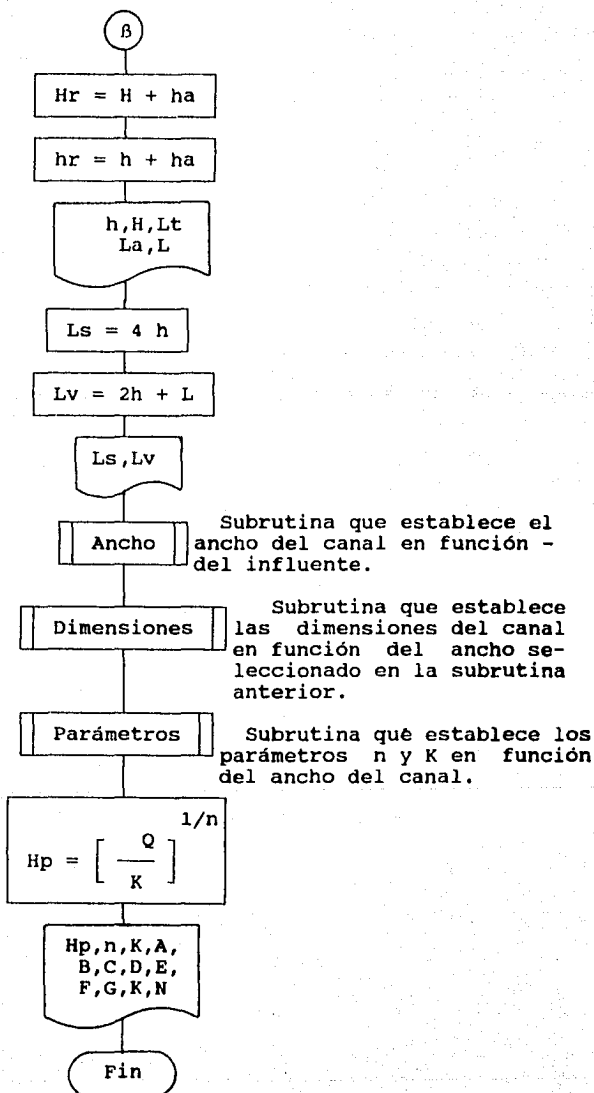
W A B C D E F G K N

10.- Dado el ancho de garganta, se calcula la altura del líquido,  $H_p$ , con los datos de las constantes K y n leídos de la Tabla 3.4 :

$$H_p = ( Q / K )^{1/n}$$

$H_p$  se mide a 0.66A, partiendo de la garganta hacia la entrada del canal.





#### 4. SEDIMENTACION

##### 4.1. Introducción.

La sedimentación es una separación sólido-líquido que emplea el asentamiento gravitacional para remover los sólidos suspendidos; puede realizarse por varios caminos y su selección depende del tamaño de la partícula a eliminar. Se divide en cuatro tipos dependiendo de la naturaleza que presentan los sólidos en suspensión y de la tendencia coagulante de las partículas. Si la partícula mantiene su individualidad y no cambia su tamaño, forma ó densidad, se denomina sedimentación discreta o libre. Cuando las partículas se aglomeran cambiando su densidad y velocidad de asentamiento, se denomina sedimentación floculenta; un ejemplo de este tipo de sedimentación se presenta en los sedimentadores primarios. Cuando las partículas se asientan como una masa exhibiendo una interfase sólido líquido bien definida, se denomina sedimentación frenada y ocurre en las profundidades intermedias de un clarificador secundario. La etapa de compresión es aquella en que los sólidos son mecánicamente presionados bajo el peso de los sólidos asentados por lo cual resulta un lento desplazamiento de la interfase sólido-líquido; esta etapa se ha encontrado que ocurre en el fondo de los clarificadores secundarios usados en los procesos biológicos y en los espesadores para tratamiento de lodos. Es frecuente que se produzca más de un tipo de asentamiento durante la sedimentación y también es posible que los cuatro tipos tengan lugar simultáneamente.

## 4.2 Sedimentación discreta o libre.

### 4.2.1 Descripción y fundamento.

Este tipo de asentamiento se presenta en la sedimentación natural de aguas superficiales y en el asentamiento de partículas de arena en desarenadores.

La relación fundamental para el asentamiento de partículas discretas es la ley de Newton. Cuando una partícula se asienta sufre una aceleración hasta que el peso efectivo de la partícula se iguala con el arrastre o resistencia por fricción del líquido. Cuando esto sucede, la partícula cae a una velocidad constante llamada velocidad terminal o de asentamiento. (Figura 4.1)

Para obtener las ecuaciones que modelan este comportamiento, se considera una partícula esférica cuya velocidad terminal es producto de dos fuerzas :

$$F_s = v \rho_s g - v \rho_l g = (\rho_s - \rho_l) g v \quad (1)$$

donde

$F_s$  : Peso efectivo o neto de la partícula

$\rho_s$  : Densidad de la partícula

$\rho_l$  : Densidad del líquido

$g$  : Aceleración de la gravedad

$v$  : Volumen de la partícula,  $1/6 \pi d^3$

y :

$$F_D = C_D A \rho_l (V^2/2) \quad (2)$$

donde

$F_D$  : Fuerza de arrastre

$C_D$  : Coeficiente de arrastre

$A$  : Area proyectada de la partícula,  $1/4 \pi d^2$

$V$  : Velocidad relativa entre la partícula y el fluido

Igualando y despejando se obtiene :

$$V_s = (4 g (\rho_s - \rho_l) d / (3 C_D \rho_l))^{1/2} \quad (3)$$

La ecuación anterior es la ley de Newton, en donde  $V_s$  es la velocidad de sedimentación.

El coeficiente de arrastre está relacionado con el número de Reynolds  $NR$ ; para partículas esféricas

$$NR = d V_s \rho_l / \mu_l \quad (4)$$

donde

$d$  : Diámetro de la esfera

$\mu_l$  : Viscosidad del líquido

La relación entre el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds ha sido obtenida experimentalmente para una esfera, como se muestra en la Fig. 4.2

La ecuación para el coeficiente de arrastre,  $C_D$ , es de la forma

$$C_D = \frac{b}{NR^n} \quad (5)$$

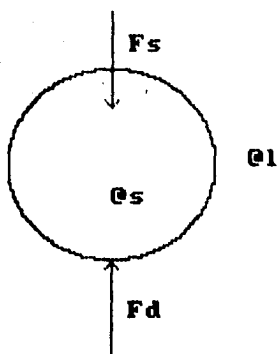


Fig. 4.1 Fuerzas que actúan sobre una partícula discreta (RAMALHO, 1983)

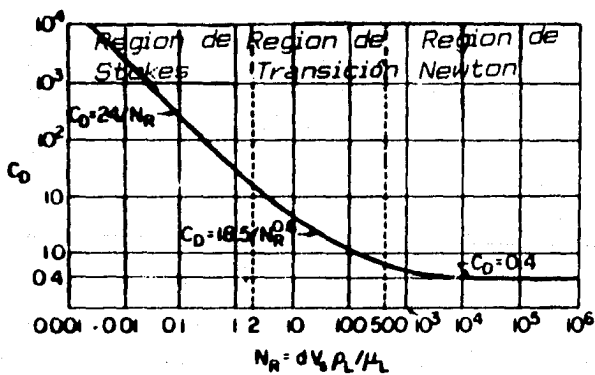


Fig. 4.2 Relación entre el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds (RAMALHO, 1983)



donde las constantes  $b$  y  $n$  para las diferentes regiones se muestran en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1. Coeficiente de arrastre CD para esferas. (Ramalho, 1983)

Región	$b$	$n$	$CD = b/NR^n$
Ley de Stokes NR < 2	24.0	1.0	24/NR
Transición 2 < NR < 500	18.5	0.6	18.5/NR <sup>0.6</sup>
Ley de Newton NR > 500	0.4	0.0	0.4

Al expresar las ecuaciones de la TABLA 4.1 en forma logarítmica se tiene

Región de :

$$\text{Stokes : } \log CD = -\log NR + \log 24 \quad (6)$$

$$\text{Transición : } \log CD = -0.6 \log NR + \log 18.5 \quad (7)$$

$$\text{Newton : } \log CD = \log 0.4 \quad (8)$$

por tanto en la gráfica de  $\log CD$  vs.  $\log NR$  (Fig. 4.2) resultan tres segmentos con pendiente  $-1$ ,  $-0.6$  y  $0.0$  respectivamente.

En el tratamiento de aguas residuales, la sedimentación discreta ocurre en la región de Stokes; así al substituir CD en la ecuación 3 y simplificar se obtiene

$$Vs = (\rho_s - \rho_l) g d^2 / (18 \mu l) \quad (9)$$

Para el diseño de tanques de sedimentación discreta se utiliza la teoría del recipiente ideal desarrollada por Hazen y Camp. (Ramalho, 1983). Las suposiciones de esta teoría son :

- a) Las partículas se consideran discretas.
- b) Hay una distribución uniforme del flujo que entra al recipiente.
- c) Hay una distribución uniforme de las partículas en el flujo que sale del recipiente.
- d) El recipiente se divide en cuatro zonas (Fig 4.3.1 y 4.3.2)

1) Zona de entrada: (línea vertical xt) en esta zona el flujo no es turbulento, las partículas se distribuyen uniformemente a lo largo de esta zona.

2) Zona de sedimentación : (línea horizontal ty) una vez que las partículas llegan al fondo de esta zona se asume que son removidas de la suspensión.

3) Zona de salida: en donde el agua de desecho es colectada antes de ser transferida al siguiente tratamiento.

4) Zona de lodos: las partículas que entran en esta zona permanecen ahí y son removidas con los lodos.

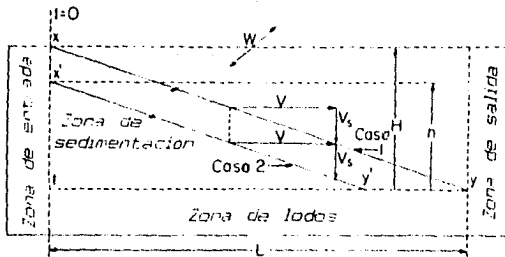


Fig 4.3.1 Modelo de un tanque con sedimentación discreta de partículas. (Casos 1 y 2) (Ramalho, 1983)

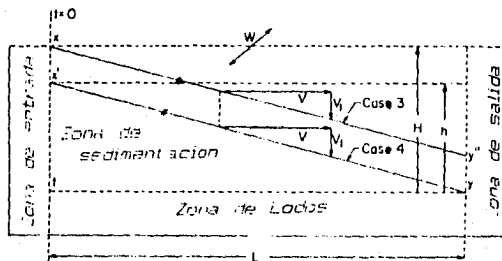


Fig 4.3.2 Modelo de un tanque con sedimentación discreta de partículas (Casos 3 y 4) (Ramalho, 1983)

Las trayectorias de sedimentación son el resultado obtenido de dos componentes vectoriales de velocidad:

1. Velocidad de flujo continuo  $V$ ,

$$V = Q / A' = Q / W H \quad (10)$$

donde:

- V : Velocidad de flujo continuo, m/seg  
 Q : Caudal, m<sup>3</sup>/seg  
 A' : Area de la sección de cruce vertical de la zona de sedimentación es decir  $A' = WH$ , m<sup>2</sup> (Ver fig. 4.4)  
 W : Ancho de la zona de asentamiento, m  
 H : Profundidad de la zona de asentamiento, m

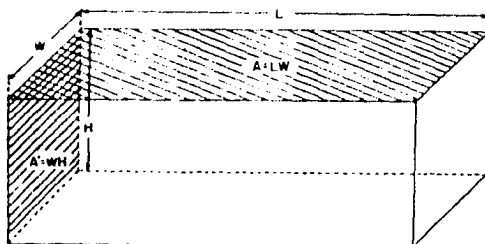


Fig 4.4. Geometría de la zona de sedimentación (Ramalho, 1983)

2. Velocidad de sedimentación: indicada por la ecuación 3 (los dos vectores  $V_s$  y  $V_l$  se representan en las Figs. 4.3.1 y 4.3.2)

Para sedimentación discreta, la velocidad de sedimentación es constante para cualquier trayectoria específica de asentamiento; es decir  $V_s$  y  $V_l$  no varían por sus trayectorias respectivas; esto se cumple ya que las partículas discretas son libres (no coalescen ni floculan).

Para la sedimentación floculenta, como las partículas floculan el diámetro de la partícula se incrementa y por lo tanto su velocidad de sedimentación  $V_s$ , también aumenta. La fig. 4.5 presenta una trayectoria típica de sedimentación floculenta.

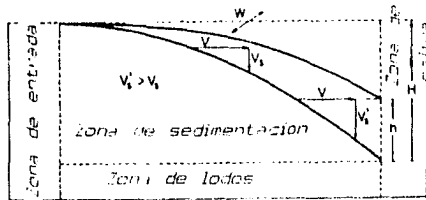


Fig. 4.5 Modelo de un tanque con sedimentación flocculenta.

Si se asume que la partícula se remueve de la suspensión inmediatamente después que toca el fondo de la zona de sedimentación se presentan 4 casos :

Caso 1. (fig.4.3.1) Una partícula en la superficie del agua al  $t=0$  está localizada en el punto  $x$  y tiene una velocidad de sedimentación  $V_s$  y diámetro  $d_s$ . Esta partícula es removida después de que llega al fondo de la zona de sedimentación, en  $y$ . (Trayectoria  $xy$ ).

Caso 2. (fig.4.3.1) La partícula al  $t=0$  esta localizada en  $x'$  y tiene una velocidad  $V_s$  (ó mayor que  $V_s$ ). Esta partícula es también removida cuando llega al fondo de la zona de sedimentación, punto  $y'$ . Si la velocidad de asentamiento es mayor que  $V_s$  la partícula toca el fondo de la zona de sedimentación antes del punto  $y'$ . La fig 4.3.2 muestra el caso de partículas con un diámetro  $d_1$  ( $d_1 < d_s$ ) y con una velocidad de sedimentación  $V_1$  ( $V_1 < V_s$ ).

Caso 3. (fig.4.3.2) Una partícula al  $t=0$  esta localizada en  $x$  y tiene una velocidad de sedimentación  $V_1$  (donde  $V_1 < V_s$ ). Esta partícula no es removida mientras no llegue al fondo de la zona de sedimentación en el tiempo de

residencia hidráulico (trayectoria de sedimentación xy").

Caso 4.(fig. 4.3.2) Una partícula con velocidad de sedimentación  $V_1$  (donde  $V_1 < V_s$ ) situada en  $X'$  en  $t=0$  es removida (trayectoria de sedimentación  $x'y$ ).

Una expresión para la velocidad de asentamiento  $V_s$ , de la ecuación (7) expresada en otros términos es :

$$Q = V A' = V W H \quad (11)$$

y como :

$$V = V_s (L / H) \quad (12)$$

simplificando :

$$Q = V_s L W = V_s A \quad (13)$$

donde  $A = LW =$  área de la sección de cruce horizontal de la zona de sedimentación .

De la ecuación (10)

$$V_s = Q / L W = Q / A \quad (14)$$

En la ecuación (14) se observa que  $V_s$ , y por lo tanto la eficiencia del sedimentador es también una función del área de la sección de corte horizontal. En principio es conveniente utilizar tanques de sedimentación de área superficial alta y de baja profundidad. (Ramalho, 1983).

La velocidad de derrame, sobreflujo o carga superficial esta definida como :

$$Q / A = m^3 / m^2 h = m / h \quad (15)$$

que representa la velocidad de sedimentación  $V_s$  de una partícula que se asienta a través de una distancia exactamente igual a la profundidad efectiva del tanque

durante el periodo de retención teórico. De aquí resulta una definición del tiempo de retención :

$$t = V/Q = H A / Q \tag{16}$$

$$( A = L W )$$

De la ecuación (16) se sigue que la velocidad de sedimentación definida como  $V_s = H / t$ , es equivalente a la velocidad de sobreflujo :

$$V_s = H / t = H / (H A / Q) = Q / A \tag{17}$$

la cual es la ecuación (14).

La velocidad de arrastre  $V_{sc}$  es el valor de la velocidad de flujo continuo o de derrame  $V$  :

$$V = V_c = Q / A = Q / W H \tag{18}$$

La velocidad de arrastre está estimada por la siguiente ecuación empírica:

$$V_c = ( 8 \beta g d (S - 1) / f )^{1/2} \tag{19}$$

donde  $V_c$  es la velocidad de arrastre en (mm/seg), es decir la velocidad de flujo continuo requerido para acarrear o evacuar todas las partículas de diámetro  $d$  o menores;  $\beta$  es una constante (0.04 para arena unigranular, 0.06 para materiales viscosos no uniformes);  $f$  es el factor de fricción de Darcy (0.03 para concreto);  $g$  es la aceleración de la gravedad (9800 mm/seg<sup>2</sup>);  $d$  es el diámetro de partícula (mm) (partículas con diámetro  $d$  o menor que  $d$  son acarreadas a lo lejos); y  $S$  es la gravedad específica de las partículas.

#### 4.2.2 Algoritmo de cálculo para el proceso de Sedimentación Discreta.

1.- Conocer si se tiene uno ó varios tamaños de partícula. Si se tienen dos ó mas, ir al paso 11.

2.- Conocer:

d : diámetro de las partículas, mm  
 S : gravedad específica de las partículas  
 Q : flujo a tratar, m<sup>3</sup>/día.  
 T : temperatura del agua, °C

3.- Establecer el valor del parámetro  $\beta$

- si las partículas son discretas y unigranulares:  $\beta = 0.04$   
 - si las partículas son viscosas no uniformes:  $\beta = 0.06$

4.- Establecer el valor del factor de fricción de Darcy, f, que es 0.03 para concreto. Cambiarlo si se desea.

5.- Calcular la velocidad, Vc:

$$V_c = \left[ \frac{8 \beta 9800 d (S - 1)}{f} \right]^{\frac{1}{2}}$$

donde:

g : aceleración de la gravedad, 9800 mm/seg<sup>2</sup>  
 Vc : velocidad de arrastre, mm/seg.

6.- Conocer:

$\mu_l$  : viscosidad del líquido, cp  
 $\rho_s$  : densidad de las partículas, g/cm<sup>3</sup>  
 $\rho_l$  : densidad del líquido, g/cm<sup>3</sup>

7.- Calcular Vs:

$$V_s = \frac{(\rho_s - \rho_l) d^2 g}{18 \mu_l}$$

donde:

Vs : velocidad de sedimentación, mm/seg

8.- Hacer la conversión de mm/seg a m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> día, las velocidades de arrastre y de sedimentación :

$$V_s = 86.4 V_s \text{ (m}^3/\text{m}^2 \text{ día)}$$

$$V_c = 86.4 V_c \text{ (m}^3/\text{m}^2 \text{ día)}$$

donde 86.4 es el factor de conversión de mm/s a m<sup>3</sup>/día m<sup>2</sup>



- 9.- Establecer el grado de remoción deseado, R.
- 10.- Calcular las áreas de cruce horizontal (Ac) y vertical (As).

$$Ac = \frac{Q}{Vc} \quad As = \frac{Q R}{Vs}$$

ir al paso 17.

- 11.- Tener los valores de las variables:

N : número de diámetros diferentes.  
 d : todos los diámetros diferentes, mm  
 Xi : fracción másica de partículas que tengan el diámetro di.  
 @l : densidad del líquido, g/cm<sup>3</sup>.  
 μl : viscosidad del líquido, cp.  
 S : gravedad específica de las partículas.  
 @s : densidad de las partículas, g/cm<sup>3</sup>.  
 Q : flujo volumétrico, m<sup>3</sup>/día.

- 11.- Calcular la velocidad de arrastre para cada tamaño de partícula diferente.

$$V_{si} = (86.4) \frac{(@s - @l) di^2 (9800)}{18 \mu l} \quad i=1, N$$

donde :

9800 : aceleración de la gravedad , mm/s<sup>2</sup>  
 86.4 : factor de conversión de unidades

- 12.- Calcular la remoción total, RT

$$RT = \sum_{i=1}^N MRI$$

MRI : fracción removida de partículas con diámetro, di

$$MRI = Xi PRI$$

Xi : fracción másica de partículas con diámetro, di  
 PRI : porción de partículas removidas con diámetro di

$$PRI = \frac{V_{si}}{V_{s1}} * 100$$

donde V<sub>s1</sub> es la velocidad de arrastre para el

tamaño de partícula más grande.

resultando:

$$RT = \sum_{i=1}^N X_i \frac{V_{s_i}}{V_{s_1}} * 100$$

14.- Calcular el área de cruce horizontal :

$$A_s = \frac{Q}{V_{s_2}}$$

donde  $V_{s_2}$  es la velocidad de arrastre del segundo tamaño de partícula más grande.

15.- Asignar valores a  $\beta$  y  $f$  siguiendo lo dicho en los pasos 3 y 4.

16.- Calcular la velocidad de arrastre:

$$V_c = \left[ \frac{8 \beta 9800 d (S - 1)}{f} \right]^{\frac{1}{2}}$$

16.- Calcular el área de cruce vertical :

$$A_c = \frac{Q}{V_c}$$

17.- Establecer una profundidad del tanque de asentamiento:

Límites:

$h$  : profundidad del tanque, m

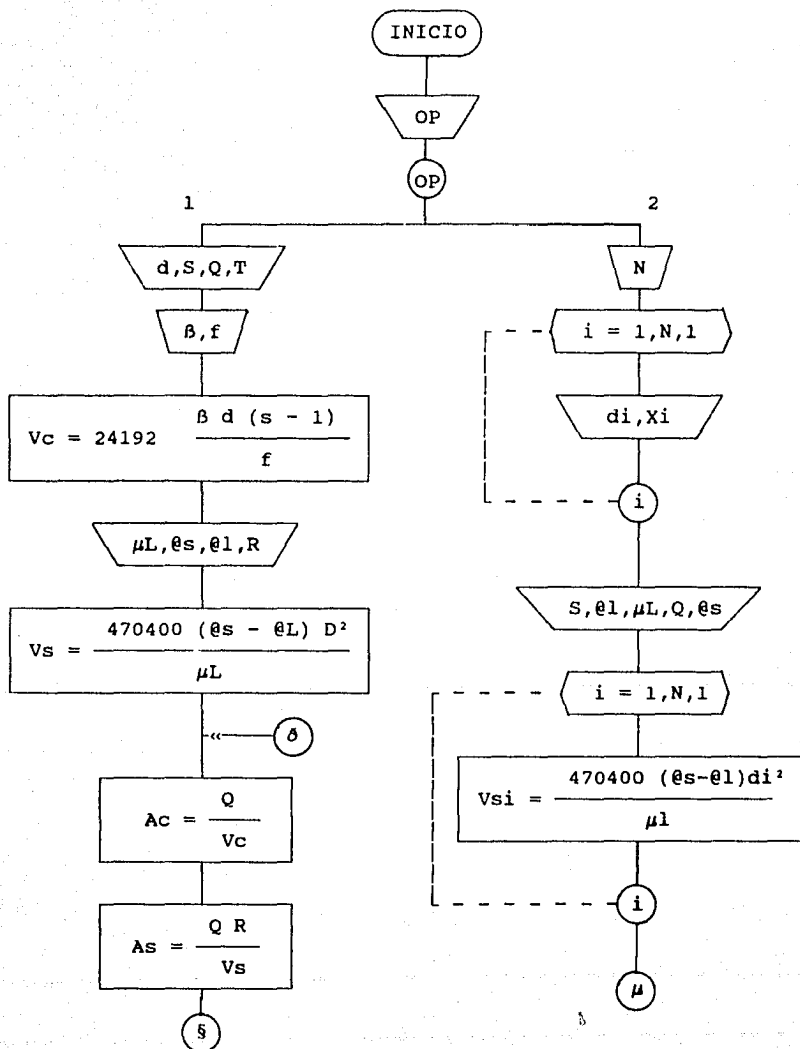
18.- Dimensionar el tanque :

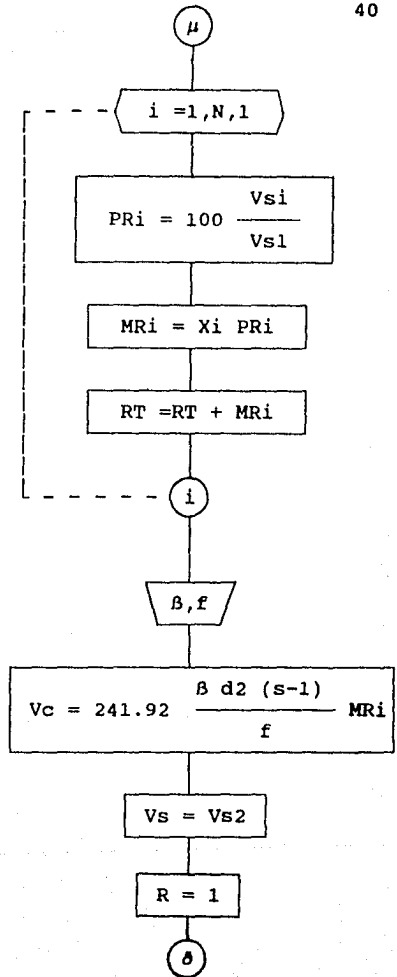
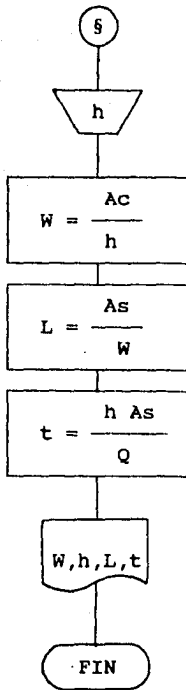
$$W = \frac{A_c}{h} \quad L = \frac{A_s}{W}$$

$W$  : ancho del tanque, m

$L$  : longitud del tanque, m

### 4.2.3 Diagrama de flujo para la Sedimentación discreta.





#### 4.2.4 Anexo. Sedimentación discreta.

Para el caso de sedimentación discreta con un tamaño de diámetro, caso muy raro, sólo se necesita conocer el diámetro, densidad y gravedad específica de la partícula, así como la densidad y viscosidad del líquido. La densidad y viscosidad del líquido, se toman igual a la del agua pura.

En el caso de sedimentación discreta con diferentes diámetros, se requiere conocer la fracción másica de partículas con cada diámetro y los diferentes diámetros. Esto puede conseguirse de dos maneras: (1) mediante el uso de análisis granulométricos y ensayos con hidrómetro, o (2) mediante el uso de una columna de sedimentación.

### 4.3 Sedimentación floculenta (Tipo II)

#### 4.3.1 Descripción

Este tipo de sedimentación se presenta en el tratamiento primario de aguas residuales y en la clarificación de aguas residuales coaguladas químicamente. Las partículas floculan durante el asentamiento, entonces aumenta su tamaño y sedimenta a una velocidad mayor.

Se requieren generalmente pruebas batch de sedimentación para evaluar las características del asentamiento de la suspensión floculenta. (Ver el Anexo 4.3.5) Después de realizar el experimento descrito en el anexo, se puede determinar la carga superficial y el tiempo de retención del sedimentador para una eficiencia de remoción de sólidos suspendidos totales (SST) deseada. El tratamiento de los datos para el diseño del clarificador se ilustra en el algoritmo de cálculo.

## 4.3.2 Aspectos prácticos.

La tabla 4.2 presenta algunos valores comunmente usados en diseño.

Tabla 4.2. Valores de diseño (sedimentadores primarios) (Ramalho, 1983).

Profundidad	: 2 - 4.5 m	*
Tiempo de retención	: 1 - 2 hr	
Carga superficial	: 30 - 50 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> -día.	*
Eficiencias		
SS removidos	: 40 - 60%	
DBO removido	: 30 - 50%	

\* (QASIM, 1985)

Los tanques de sedimentación son construidos generalmente de concreto reforzado y pueden ser circulares, cuadrados ó rectangulares. Los tanques circulares pueden ser de 5 a 90 metros de diámetro y son generalmente de 2 a 5 metros de profundidad. Los tamaños más comunes son de 10 a 45 metros de diámetro y su profundidad es usualmente de 3 a 4 metros. Los tanques cuadrados tienen anchos de 10 a 60 metros y profundidades de 2 a 6 metros. El borde libre para tanques circulares o cuadrados es de 0.3 a 0.8 m. Los tanques rectangulares generalmente tienen tres tipos de equipo de rastras de lodos :

- (1) rastrillos accionados con cadena y rueda de cadena,
- (2) rastrillo soportado en un puente corredizo, y
- (3) rastrillos opuestos en tandem. Para tanques cuadrados, los extremos de las rastras tienen una prolongación con bisagra para alcanzar las esquinas.

Los tanques rectangulares con manejo de cadena y rueda de cadena tienen anchos de 1.5 a 6 m, longitudes hasta 15.0 metros y profundidades de 2 m. Anchos de 25 y 30 metros son posibles por el uso de módulos con mecanismos individuales de limpieza. Tanques rectangulares con puente corredizo que soporta las rastras de lodos tienen anchos de 3 a 6 m y longitudes de 12 a 90 m. El puente corredizo tiene una rápida remoción de lodos, y los rastrillos pueden ser removidos para inspección o reparación fuera del tanque. Los tanques rectangulares utilizan dos tanques cuadrados con mecanismo de rastras de lodos en tandem dando un sedimentador con una relación largo a ancho de 2 : 1.



4.3.3.1 Algoritmo de cálculo para sedimentadores  
con sedimentación flocculenta (Tipo II).  
(Datos experimentales)

- 1.- Contar con los siguientes datos de diseño : (Ver anexo 4.3.5)

SSo : concentración inicial de sólidos suspendidos, mg/l.  
N : número de juegos de datos.  
t : tiempo, min.  
SSj,i : concentración de sólidos suspendidos a la altura j, que es 2, 4, 6 y 8 ft (0.61, 1.22, 1.83 y 2.41 m respectivamente), al tiempo ti donde i va de 1 a N.

- 2.- Calcular el porcentaje de sólidos removidos a los diferentes tiempos en las profundidades de 2, 4 y 6 ft, SSRj,i :

$$SSR_{j,i} = \left[ 1 - \frac{SS_{j,i}}{SSo} \right] * 100$$

- 3.- Se trazan las siguientes líneas , (t vs SSR) para los puntos de muestreo a 2, 4 y 6 ft :

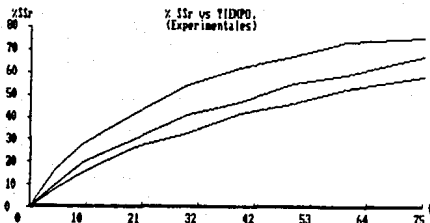


Fig 4.6. Curva de porcentaje de remoción de sólidos suspendidos vs. tiempo.

- 4.- Para los diferentes porcentajes de SSR y para las diferentes profundidades o puntos de muestreo (2, 4 y 6 ft) se obtienen los tiempos respectivos.

Cada nivel de profundidad ( 0, 2, 4, y 6 ft ) y cada tiempo se relaciona con cada porcentaje de SSR; con estos se traza la siguiente gráfica :

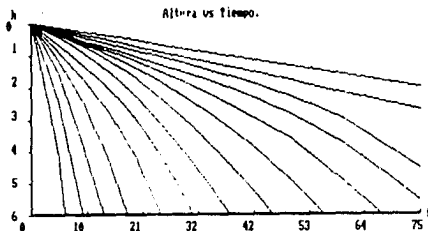


Fig 4.7 Curvas de isoeficiencia (h vs. t) para los diferentes porcentajes de remoción.

Cada curva corresponde a un valor de %SSr (curvas de isoeficiencia).

- 5.- Se obtienen los tiempos en los cuales las curvas de %SSr cruzan con la horizontal de 6 ft (fondo de la columna).
- 6.- A cada tiempo de los calculados en el paso anterior, se calcula la remoción total. Para realizar este cálculo se requiere realizar el siguiente procedimiento :

- a) tomar el tiempo  $t_i$ , para el %SSr de 10%
- b) con este tiempo en que la curva cruza con la profundidad de 6 ft, se calcula la profundidad intermedia para las siguientes curvas de %SSr al trazar una recta paralela al eje Y (profundidad en el punto medio de separación entre curvas adyacentes) :

Con los valores de las profundidades intermedias se puede calcular la remoción total al tiempo  $t(10\%)$ .

$$\text{Remoción total} = \% \text{SSr}_i + \left[ \frac{h_{j,i} \% \text{SSr}}{6} \right]$$

al tiempo  $t_i$

donde  $h_{j,i}$  es la altura intermedia  $j$  al tiempo con remoción de  $i$ ;  $j$  es el número de curvas de isoeficiencia interceptadas por la vertical sobre el tiempo  $i$ .

Tomando los datos de la gráfica:

$$\begin{aligned} \text{Remoción total} &= 10 + \frac{h(10\% - 20\%)}{6} (10\%) + \frac{h(20\% - 30\%)}{6} (10\%) + \\ &\quad \frac{h(30\% - 100\%)}{6} (70\%) \end{aligned}$$

a  $t(10\%)$

Realizado lo anterior a los diferentes tiempos definidos en el paso 5, se tiene la remoción total en cada tiempo y se traza la gráfica:

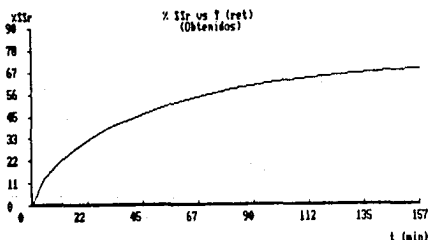


Fig 4.8 Remoción total de sólidos suspendidos en función del tiempo (%SSR vs t)

7.- Se calcula la carga superficial  $C_s$  a los diferentes tiempos calculados en el punto (5).

$$C_s = 6 * (18.28) / t \quad \text{m}^3/\text{hr m}^2$$

donde 18.28 es un factor de conversión

8.- Con los datos de los pasos 5 y 7 se traza la siguiente gráfica :

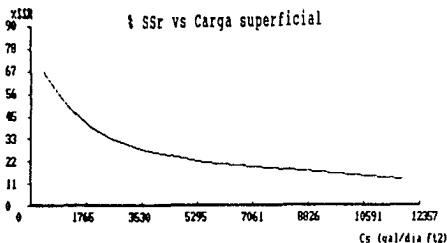


Fig. 4.9 Porcentaje de remoción de sólido suspendidos vs Carga superficial.

9.- Teniendo las gráficas de los puntos 6 y 8 se puede diseñar el sedimentador primario.

10.- Se especifica el flujo influente, Q, m<sup>3</sup>/día.

Se puede establecer cualquiera de los siguientes parámetros:

- a) porcentaje de remoción deseado.
- b) tiempo de retención.

Para la primera opción, se establece el porcentaje de remoción, y con éste se lee en la gráfica del punto 8 la carga superficial, Cs, cuyo valor se corrige dividiéndolo entre un factor de 1.75.

Para la segunda, se establece el tiempo de retención se divide tal valor entre el factor 1.75 y se lee en la gráfica Fig 4.8 el porcentaje de SSR; con ese valor se lee en la Fig. 4.9, el valor de la carga superficial, Cs, dividiendola entre el factor de 1.75 para corregirla.

11.- Con el flujo y la carga superficial, se calcula el área transversal del sedimentador :

$$A = 24 \frac{Q}{Cs} \text{ m}^2$$

12.- Dimensionar el área transversal (tanque circular) :

$$D = \left( 4 A / \pi \right)^{\frac{1}{2}} \text{ m}$$

13.- Establecer la altura del sedimentador,  $h$  :

$$\text{rango : } h = 2 - 4 \text{ m}$$

14.- Calcular el volumen del sedimentador con la altura propuesta :

$$V = A h \text{ m}^3$$

15.- Calcular el tiempo de retención,  $t$  :

$$t = 24 \frac{V}{Q} \text{ h}$$

16.- Con los datos experimentales de sólidos suspendidos a 8 ft, obtener la curva de SSu vs  $t$  :

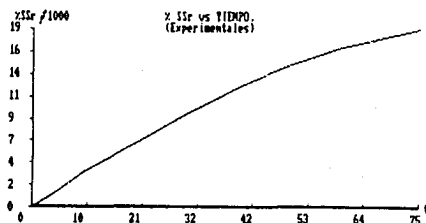


Fig 4.10 Curva de remoción de SS vs  $t$ .

17.- Con el tiempo  $t$  de diseño, leer en la Fig 4.10, la concentración de sólidos suspendidos en el fondo del sedimentador, SSu :

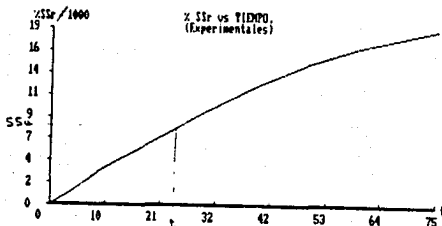


Fig 4.11. Lectura de la remoción obtenida al tiempo de diseño especificado.

18.- Calcular la concentración de sólidos suspendidos en el efluente, SSe :

$$SSe = SSu \frac{\%SSr}{1000} \text{ mg/l}$$

19.- Calcular el caudal del sedimentador, Qe :

$$Qe = \frac{Q (SSu - SSo)}{SSu - SSe} \text{ m}^3/\text{d}$$

20.- Calcular la purga del sedimentador, Qu :

$$Qu = Q - Qe$$

21.- Calcular la masa de lodos purgados por unidad de tiempo, Mu :

$$Mu = Qu * SSu \text{ Kg/d}$$

#### 4.3.3.2 Algoritmo de cálculo para el proceso de sedimentación primaria con datos típicos.

1.- Establecer valores para las siguientes variables :

Q : Flujo influente, m<sup>3</sup>/día  
 So : DBO5 en el influente, mg/l  
 SST : Sólidos suspendidos totales en el influente, mg/l

2.- Elegir una carga superficial, Cs

$$Cs = 30 - 50 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ día}$$

3.- Calcular el área transversal, A

$$A = \frac{Q}{Cs} \text{ m}^2$$

4.- Elegir una altura del clarificador primario, h

$$h = 2 - 4.5 \text{ m}$$

5.- Calcular el diámetro del clarificador, D

$$D = 2 \sqrt{A/\pi} \text{ m}$$

6.- Calcular el volumen del clarificador primario, V

$$V = A h \text{ m}^3$$

7.- Calcular el tiempo de retención hidráulico, t

$$t = 24 \frac{V}{Q} \text{ horas}$$

Rango recomendado : 1 - 2 horas

8.- Obtener la remoción de SST de la Fig 4.12, RSST

9.- Calcular la producción de lodos,  $Mu$

$$Mu = SST \text{ RSST } Q / 1000 \quad \text{Kg/día}$$

10.- Calcular el volumen de lodo producido,  $VLodos$

$$VLodos = \frac{Mu}{41.2} \quad \text{m}^3/\text{día}$$

donde 41.2 es la densidad de los lodos ( $\text{Kg/m}^3$ )

11.- Calcular el flujo en el efluente,  $Qe$

$$Qe = Q - VLodos \quad \text{m}^3/\text{día}$$

12.- Calcular la concentración de SST en el efluente,  $SSTe$

$$SSTe = \frac{SST (1 - RSST) Q}{Qe} \quad \text{mg/l}$$

13.- Leer la remoción de  $DBO_5$  en la Fig 4.13,  $RDBO_5$

14.- Calcular la  $DBO_5$  en el efluente,  $S$

$$S = \frac{So (1 - RDBO_5) Q}{Qe} \quad \text{mg/l}$$

15.- Calcular la concentración de  $DBO_5$  en el flujo de lodos,  $SL$

$$SL = \frac{So Q RDBO_5}{VLodos} \quad \text{mg/l}$$

16.- Calcular la masa purgada,  $Mp$  :

$$Mp = \frac{SL * VLodos}{1000} \quad \text{Kg/día}$$



Fig. 4.12

Remoción de SST vs Carga

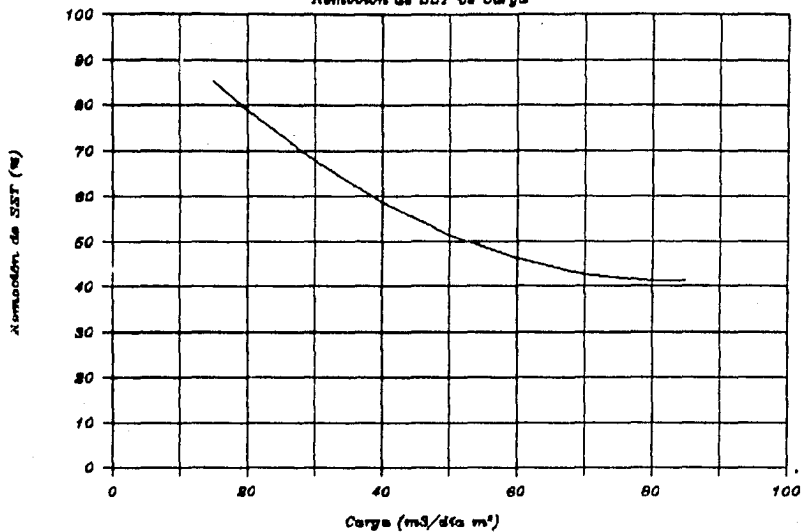
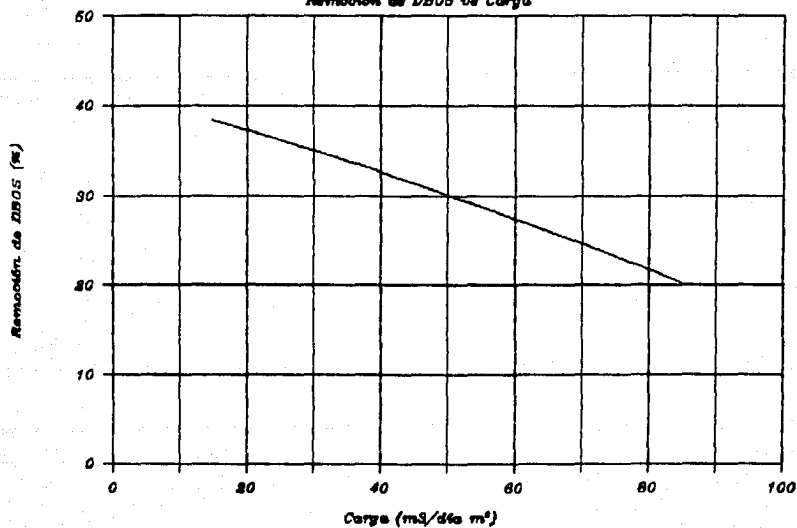
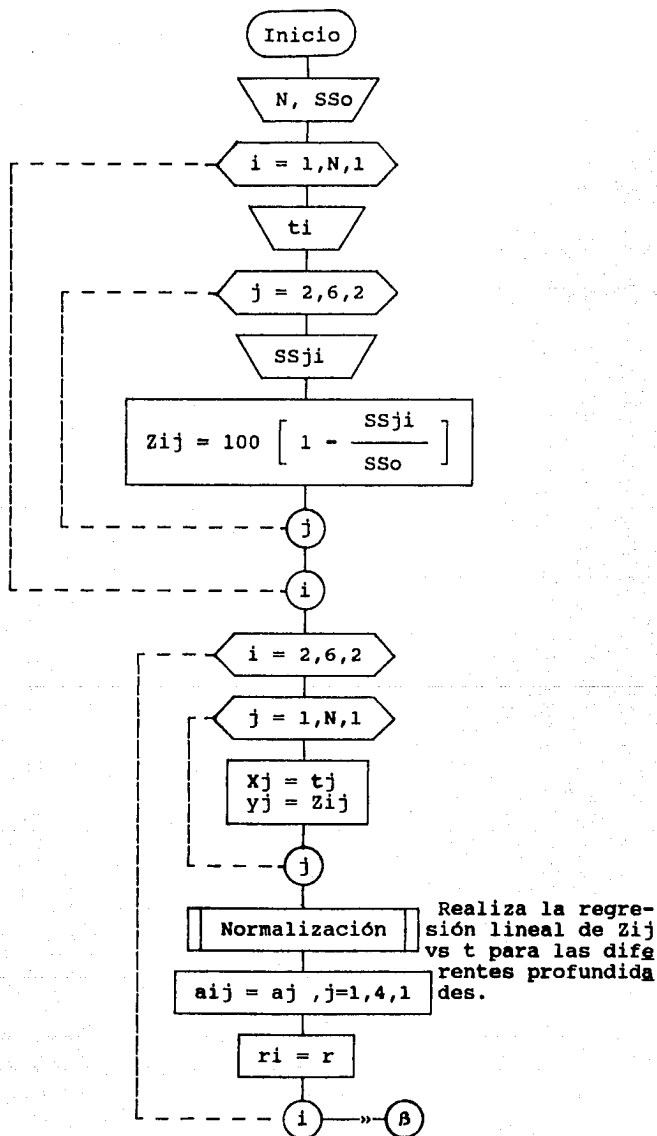


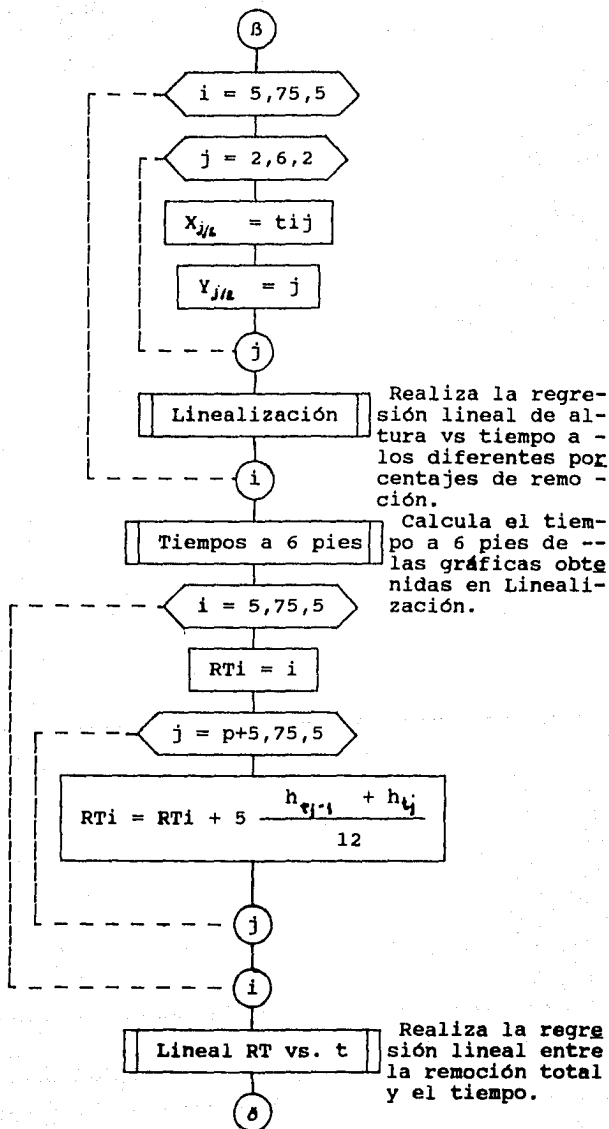
Fig. 4.13

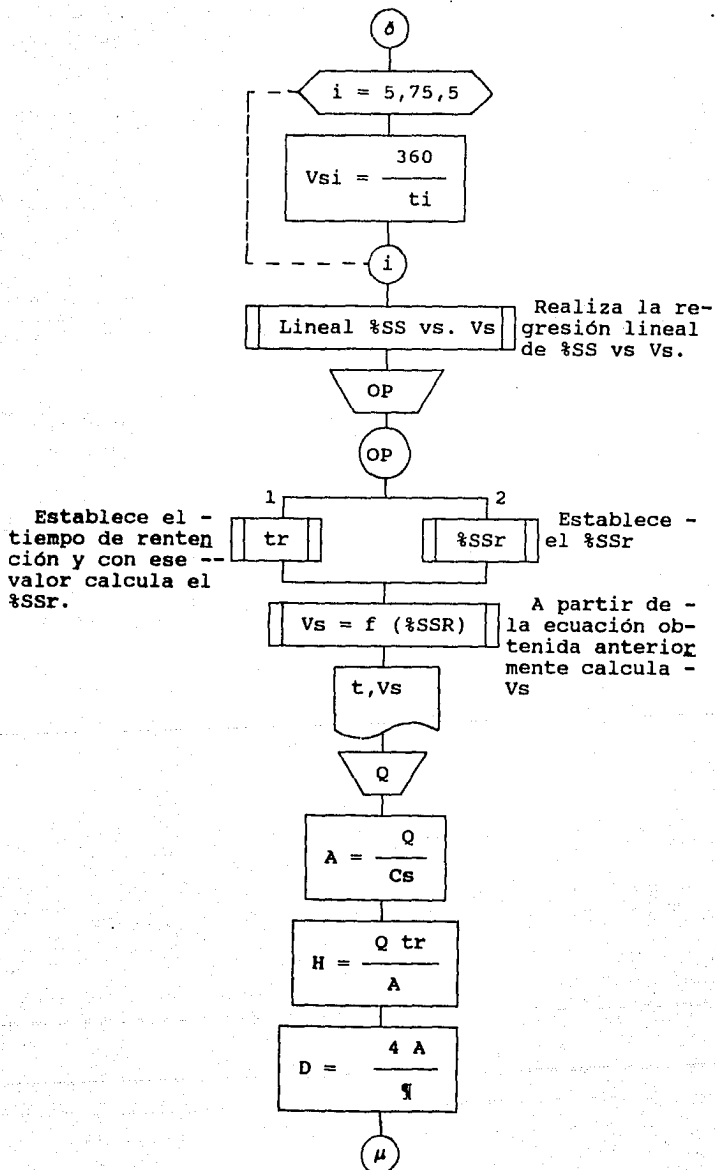
Remoción de DBO5 vs Carga

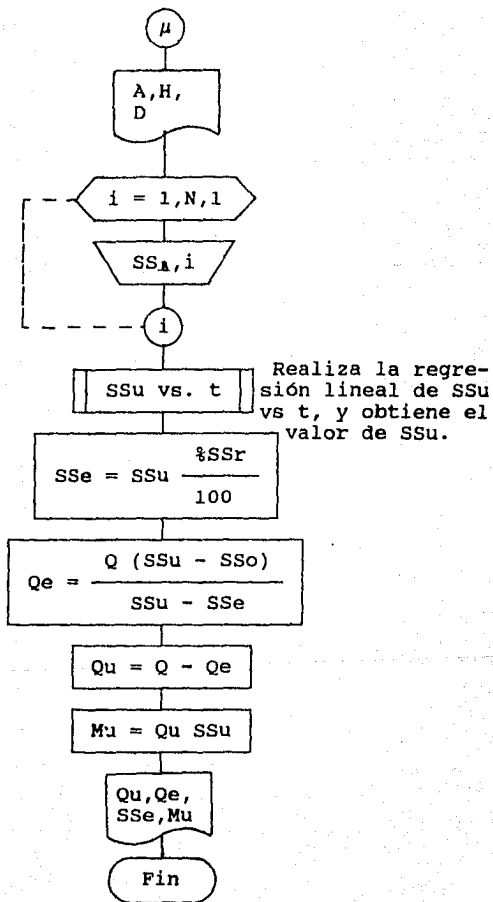


4.3.4.1 Diagrama de flujo para el Sedimentador primario (Datos experimentales)

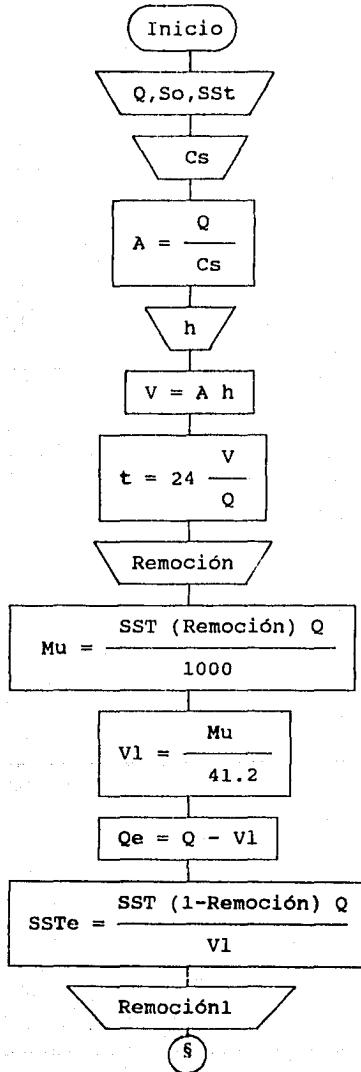


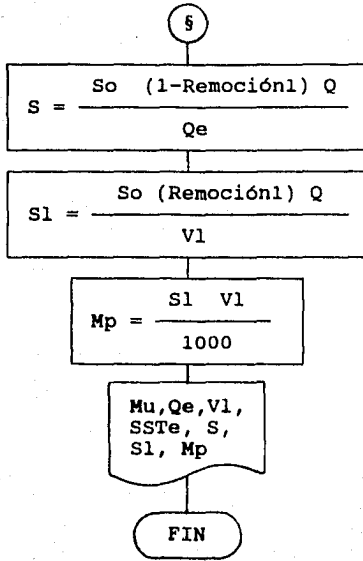






4.3.4.2 Diagrama de flujo para la Sedimentación primaria (Datos típicos)





## 4.3.5 Anexo.

## Pruebas para el diseño del sedimentador floculento.

Los criterios de diseño para sistemas que presentan sedimentación floculenta se establecen por un análisis de asentamiento de laboratorio. Una columna típica de sedimentación de laboratorio se muestra en la fig. 4.14.

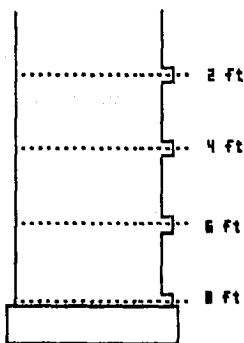


Fig. 4.14 Columna de sedimentación de laboratorio.  
(Ramalho, 1983)

La columna debe ser de 5 a 8 pulgadas de diámetro para minimizar los efectos de las paredes, y la altura ó profundidad de la columna es aproximadamente la misma que la del sedimentador propuesto. Los puntos de prueba están localizados en intervalos de altura iguales. Al inicio de la prueba, la concentración de sólidos suspendidos debe conservarse uniforme en toda la columna, lo que se logra con un agitador portátil. Para que la prueba sea representativa se debe realizar bajo condiciones estables y la temperatura no debe variar más de un grado C a todo lo largo de la columna, para evitar que ocurra convección. Un diseño práctico de una columna de asentamiento es de 8 pies de profundidad con tomas de muestra a profundidades de 2, 4, 6 y 8 pies. Los datos tomados a 2,4 y 6 pies de profundidad son utilizados para determinar la velocidad de asentamiento y la relación del tiempo de retención. Los datos a 8 pies son utilizados para concentración de lodos y determinación de compactación.



Etapa 1. Llenar la columna con agua de desecho, manteniendo una concentración uniforme de sólidos suspendidos por toda la columna, en el tiempo cero. Un agitador portátil se usa con este propósito.

Etapa 2. Quitar el agitador del cilindro. En cada toma de muestra, se debe medir la concentración de SS a tiempos predeterminados (cada 5 a 10 min) El procedimiento para el tratamiento de datos para el diseño del sedimentador se encuentra en el capítulo de sedimentación floculenta.

#### 4.4 Sedimentación frenada y compactación (Tipos III y IV)

##### 4.4.1 Descripción y fundamento

En la sedimentación de lodos activados, los flóculos se mantienen juntos formando una masa de partículas que desciende en forma de manta. En la parte alta de la masa asentada, hay una interfase sólido - líquido bien marcada entre los flóculos y el líquido clarificado. El proceso de asentamiento puede estar dividido en tres zonas como muestra la fig. 4.15.

Durante el período de asentamiento inicial (A) el flóculo de lodos sedimenta a una velocidad uniforme. La magnitud de esta velocidad es una función de la concentración inicial de sólidos. La concentración de sólidos en la zona de sedimentación permanecerá constante hasta que su interfase se aproxime a la interfase de concentración crítica. Como la profundidad del lodo sedimentado se incrementará, el flóculo asentado será comprimido en una capa baja y ocurrirá una zona de transición (B).

A través de la zona de transición, la velocidad de sedimentación decrecerá por el incremento en la densidad y viscosidad de la suspensión circundante de las partículas. Una zona de compresión ó compactación (C) ocurre cuando la concentración de flóculos llega a ser mayor que la mecánicamente soportada por la capa baja. La concentración de sólidos en la zona de compactación estará relacionada con

la profundidad de los lodos y el tiempo de retención de los sólidos en esta zona. 63

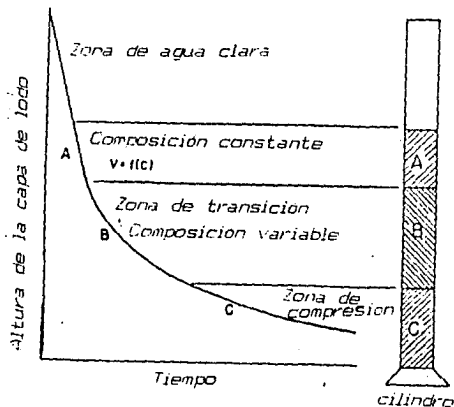


Fig. 4.15 Representación esquemática de las zonas de sedimentación para lodos activados. (Eckenfelder, 1961)

Considere lo que ocurre cuando una suspensión que tenía inicialmente una concentración uniforme de lodos  $C_0$  (mg/l), se encuentra en un cilindro de sedimentación como en la Fig. 4.16 (Ver anexo 4.4.5).

El lodo empieza a asentarse en la interfase (Interfase 1) y abajo de ella. La zona inmediatamente abajo del líquido clarificado se denomina zona interfacial. La concentración de lodos en esta zona es uniforme, y sedimenta como una manta a velocidad constante ( $V_s$ ). Simultáneamente con la formación de la interfase 1 y la zona interfacial se inicia la compactación de sólidos suspendidos en el fondo del cilindro (Zona de compactación.)

En esta zona, la concentración de SS es también uniforme y el límite de interfase en esta zona (Interfase 2) crece en el cilindro con una velocidad constante ( $\bar{v}$ ).

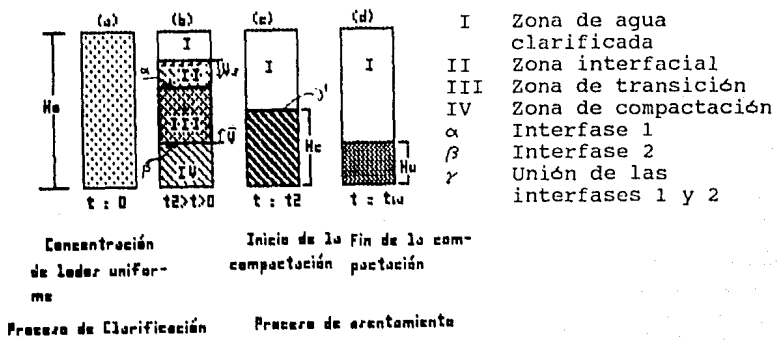


Fig. 4.16 Zona de asentamiento (Ramalho, 1983)

Entre las zonas de compactación y la interfacial existe una zona de transición. Ahí, la velocidad de sedimentación de los flóculos decrece debido al incremento de viscosidad y densidad de la suspensión. En esta misma zona, los lodos cambian gradualmente en concentración de aquella de la zona interfacial a aquella de la zona de compactación.

Considere las interfases 1 y 2 en la fig. 4.16 (b). La interfase 1 se mueve hacia abajo, con una velocidad constante  $\bar{v}_s$ , y la interfase 2 se mueve hacia arriba con una velocidad ( $\bar{v}$ ). Eventualmente las zonas interfacial y de compactación se encuentran en el tiempo ( $t_2$ ) y la zona de transición desaparece (fig. 4.16 c). En este tiempo, el lodo presenta

una concentración uniforme denominada  $C_2$ , concentración crítica. La compactación se inicia y los lodos empiezan a espesarse llegando a una concentración última  $C_u$  (Fig. 4.16 d). La velocidad de sedimentación al tiempo  $t_2$  corresponde a un valor  $V_2$ , el cual está dado por la pendiente de la tangente de la curva de sedimentación a la concentración  $C_2$ , como se indica en la Fig. 4.17 donde  $V_2 < V_s$ .

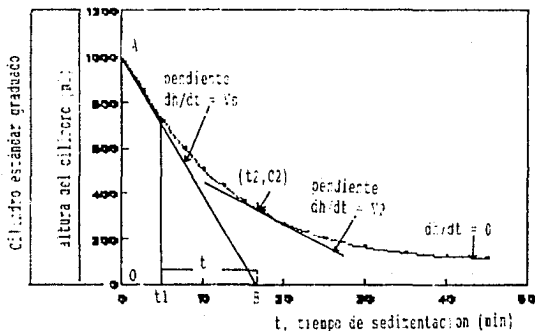


Fig 4.17 Curva de sedimentación de lodos (Ramalho, 1983)

La Fig. 4.17 muestra que al inicio del experimento, antes de un tiempo  $t_1$ , la interfase 1 decrece con una velocidad  $V_s$  constante, dada por la pendiente de la tangente, la cual esencialmente coincide con la curva de asentamiento del tiempo  $t$  igual a cero al tiempo  $t$  igual a  $t_1$ . Después, esta velocidad decrece apreciablemente; al tiempo  $t = t_2$ , la velocidad es  $V_2$  dada por la pendiente de la tangente a  $C_2$ . Al  $t_2$  inicia la compactación y la velocidad es más reducida, hasta que llega a ser esencialmente cero; la tangente es

paralela a la abscisa.

La velocidad de sedimentación frenada corresponde a la velocidad a la cual la suspensión anterior se asienta para conseguir la concentración crítica  $C_2$  y se da por la pendiente de la tangente AB en la Fig. 4.17

$$V_s = \overline{OA} / \overline{OB} = H_0 / t \quad (15)$$

El procedimiento de diseño de clarificadores bajo condiciones de operación en la zona de sedimentación frenada son :

1. Calcular el área superficial mínima requerida para permitir la clarificación de lodos.
2. Calcular el área superficial mínima requerida para proveer la concentración de lodos de purga deseada.
3. Tomar la mayor de estas 2 áreas como el área de diseño para el clarificador.

**Determinación del área superficial mínima requerida para permitir la sedimentación del lodo.**

Considere el asentamiento de un lodo bajo las condiciones del cilindro de la fig. 4.16. Al inicio del experimento, la concentración del lodo,  $C_0$ , es uniforme a lo largo del cilindro, la masa total de sólidos en el cilindro es  $C_0 \cdot A \cdot H_0$ , donde A es el área de la sección transversal del cilindro,  $t_2$  es el tiempo desde el inicio del experimento hasta que las zonas interfacial y de compactación se unen, (fig. 4.16c.), y  $C_2$  es la concentración crítica, la cual es uniforme a través de la zona formada por la unión de la zonas interfacial y de compactación. Se ha propuesto un

procedimiento gráfico para determinar  $t_2$ , el tiempo de contacto, al obtener una gráfica de la altura de la interfase contra el tiempo. Al dibujar dos tangentes (AB y CD) para las dos ramas de la curva, la tangente AB corresponde a la velocidad de sedimentación constante  $V_s$ , para la zona interfacial (ZSV) y la tangente CD corresponde a la velocidad de sedimentación para el lodo compactado. El punto  $C_1$  (correspondiente a  $t_2$ ) se obtiene de la bisección del ángulo formado por las tangentes AB y CD. La abscisa donde la línea de bisección corta la curva de sedimentación corresponde al valor de  $t_2$  deseado. (Fig 4.18).

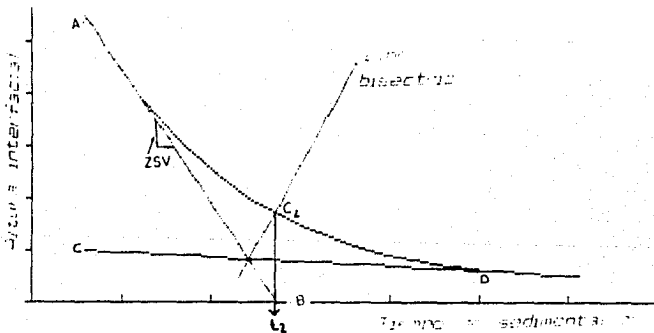


Fig. 4.18. Determinación de  $t_2$ . (Ramalho, 1983)

Entonces, al tiempo  $t_2$ , (Fig 4.16) la concentración de sólidos suspendidos en la zona de lodos, es  $C_2$ , y la altura de la zona de lodos es  $H_2$ . Al final de la sedimentación (Fig. 10d), el lodo compactado llega a la concentración  $C_u$

deseada en la purga. El tiempo en el cual esto ocurre es designado como  $t_u$  y la altura de la zona de lodos es  $H_u$ .

Considere separadamente la zona de lodos en el inicio y fin del asentamiento (fig. 4.19). Cuando la masa total de lodos en el cilindro es constante, se puede obtener la siguiente ecuación de balance de materia:

$$C_o A H_o = C_2 A H_2 = C_u A H_u \quad (16)$$

de donde se obtiene:

$$H_u = H_o C_o / C_u \quad (17)$$

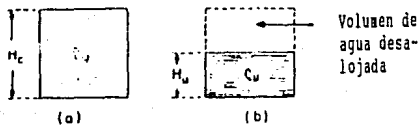


Fig. 4.19 Proceso de asentamiento (Ramalho, 1983)

El volumen de agua clarificada que es descargado sobre el vertedero de derrame es :

$$V = A (H_2 - H_u) \quad (18)$$

El intervalo de tiempo requerido para descargar este volumen de agua es  $(t_u - t_2)$ . El gasto promedio de flujo  $Q'$  ( $m^3/min$ ) sobre el vertedero es:

$$Q' = V / (t_u - t_2) = A (H_2 - H_u) / (t_u - t_2) \quad (19)$$



Bajo condiciones de flujo, si el espesamiento toma lugar, la velocidad de derrame sobre el vertedero no puede ser mayor que  $V_2$ . Por lo tanto el flujo  $Q'$  al tiempo  $t_2$  cuando inicia el espesamiento es :

$$Q' = A V_2 = A ((H_1 - H_2) / t_2) \quad (20)$$

El área superficial mínima requerida para el espesamiento ( $A_t$ ) se obtiene de las siguientes consideraciones: La proporción promedio a la cual la capa de concentración  $C_u$  se formó es:

$$C_u H_u A_t / t_u \quad (21)$$

y de la ecuación (16) se obtiene:

$$C_u H_u A_t / t_u = C_o H_o A_t / t_u \quad (22)$$

Bajo condiciones de flujo continuo y estableciendo la proporción a la cual la capa de concentración  $C_u$  está formada por una masa de lodos igual a la de los sólidos suspendidos que entran en el influente ( $Q_{Co}$ ), se tiene :

$$Q_{Co} C_o = C_o H_o A_t / t_u \quad (23)$$

que para  $A_t$  es:

$$A_t = Q_{Co} t_u / H_o \quad (24)$$

donde  $H_o$  es la altura total del cilindro de experimentación (anexo 4.4.5).

#### 4.4.2 Aspectos prácticos.

El tiempo de retención basado en el flujo diario promedio se recomienda entre 1.0 y 2.5 horas.

Los parámetros que controlan el diseño son:

- La carga superficial,  $m^3/día \cdot m^2$
- La carga de sólidos,  $Kg/día \cdot m^2$
- La profundidad del tanque, m

Los rangos se presentan en la tabla 4.3

Tabla 4.3. Aspectos prácticos de sedimentación secundaria.  
(Ramalho, 1983)

Tipo de tratamiento	Carga Superficial $m^3/día \cdot m^2$ promd. pico		Carga de sólidos $Kg/día \cdot m^2$ promd. pico	Profundidad m
Lodos activados (Excepto aeración extendida)	16-32	41-82	100-150 250	3.5 - 4.5
Lodos activados (aeración ext.)	8-16	32	100-150 250	3.5 - 4.5
Lodos activados (O <sub>2</sub> puro)	8-16	41-82	125-175 250	3.5 - 4.5
Filtros percoladores	16-32	41-82	125-175 250	3 - 3.5

#### 4.4.3.1 Algoritmo de cálculo para la sedimentación secundaria. (Datos experimentales)

1.- De las pruebas experimentales, se deben tener los siguientes datos:

$N$  : número de mediciones realizadas.

$t_i$  : tiempo, min.

$h_i$  : altura de los lodos al tiempo,  $t_i$ , ml.

2.- Trazar la curva de asentamiento con los datos obtenidos,  $h$  vs.  $t$

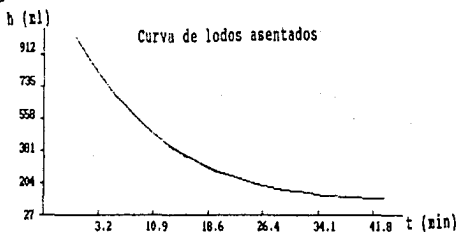


Fig 4.20 Gráfica de altura del lodo vs tiempo

3.- Con los primeros puntos de la curva se traza una tangente:

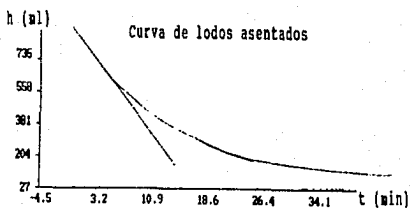


Fig 4.21 Gráfica de  $h$  vs  $t$  (trazo de línea 1)

- 4.- Del mismo modo en el otro ramal de la curva, con los últimos puntos trazar otra tangente.

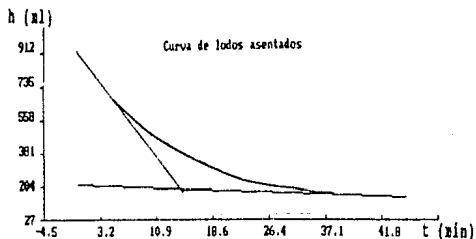


Fig 4.22 Gráfica de  $h$  vs  $t$  (trazo de línea 2)

- 5.- Trazar una línea de bisección de las dos tangentes.

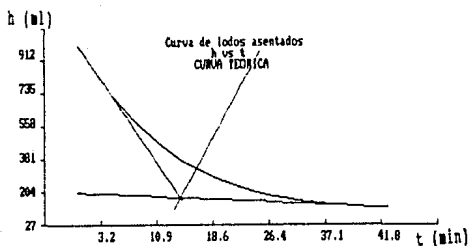


Fig 4.23 Gráfica de  $h$  vs  $t$  (trazo de la mediatriz)

- 6.- Donde la línea de bisección corta la curva de asentamiento, se traza otra tangente a la curva.

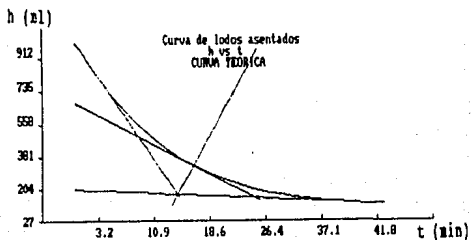


Fig 4.24 Gráfica de  $h$  vs  $t$  (trazo de la tangente)

7.- Conociendo la concentración inicial de lodo,  $C_i$  y la profundidad inicial del lodo,  $H_o$ , se selecciona una concentración de purga de diseño,  $C_u$  y se determina la profundidad de la interfase  $H_u$ .

$C_i$  = concentración inicial de los lodos, mg/l.

$C_u$  = concentración deseada en la purga del clarificador, mg/l.

$H_o$  = altura inicial de lodo, se toma la altura de la probeta de prueba que es igual a 35 cm ó 0.35 m.

$$H_u = \frac{H_o C_i}{C_u}$$

8.- Con el valor de  $H_u$ , se dibuja una línea horizontal, desde  $H_u$ , hasta la intersección con la tangente y se determina el tiempo requerido para proporcionar la concentración deseada en la purga del clarificador.

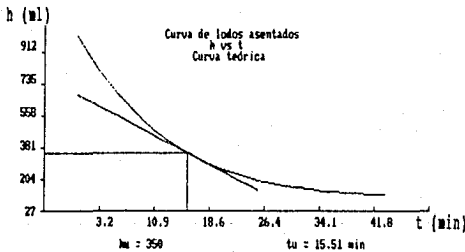


Fig 4.25 Gráfica de  $h$  vs  $t$  (lectura del tiempo de diseño)

9.- Se calcula el área transversal del recipiente.

$$A' = \frac{Q t_u}{H_o} = \frac{Q t_u}{0.35(1440)}$$

$Q$  : Flujo de influente,  $m^3/\text{día}$ .

0.35 : altura de la probeta de prueba, m

1440 : conversión de minutos a días

10.- Calcular las dimensiones del sedimentador:

$$\text{Diámetro : } D = \left[ \frac{4 A}{\rho} \right]^{\frac{1}{2}} \text{ m}$$

11.- Establecer una altura del sedimentador, h:

$$\text{Intervalo : } 2 - 4 \text{ m}$$

12.- Calcular el volumen del clarificador, V :

$$V = A \cdot h \text{ m}^3$$

13 .- Calcular el tiempo de retención hidráulico, t :

$$t = \frac{V}{Q} \text{ h}$$

$$\text{Intervalo : } 2 - 4 \text{ h}$$

14 .- Introducir la concentración de sólidos suspendidos en el efluente,  $C_e$ .

15 .- Con tal valor, calcular el efluente del sedimentador secundario,  $Q_e$  :

$$Q_e = Q \frac{C_u - C_i}{C_u - C_e}$$

16 .- Calcular la purga del clarificador secundario,  $Q_u$  :

$$Q_u = Q - Q_e$$

#### 4.4.3.2 Sedimentación Secundaria con datos típicos para Lodos Activados.

- 1.- Establecer valores para los siguientes parámetros :

Q : Flujo influente al proceso, m<sup>3</sup>/día.  
r : relación de recirculación.

- 2.- Elegir una carga superficial, Cs

$$Cs = 16 - 32 \text{ m}^3/\text{día m}^2$$

- 3.- Calcular el área transversal del recipiente:

$$Ac = \frac{Q (1+r)}{Cs} \text{ m}^2$$

- 4.- Dimensionar el diámetro.

$$Dc = ( 4 Ac/\pi )^{\frac{1}{2}}$$

intervalo Dc < 60 m

Si el diámetro del clarificador es mayor a 60m, dividir entre dos el flujo influente y dimensionar dos clarificadores.

- 5.- Elegir una altura, hc :

$$hc = 3.5 - 4.5 \text{ m}$$

- 6.- Calcular el volumen del clarificador, Vc

$$Vc = Ac \quad hc$$

- 7.- Calcular el tiempo de retención hidráulico del clarificador secundario, tc :

$$tc = 24 \frac{Vc}{Q (1 + r)}$$

intervalo : 2 - 3 horas

Si el tiempo de retención está fuera de intervalo, elegir otra carga y volver a dimensionar el clarificador.

#### 4.4.3.3 Sedimentación Secundaria con datos típicos para aireación extendida.

- 1.- Establecer valores para los siguientes parámetros :

Q : Flujo influente al proceso, m<sup>3</sup>/día.  
r : relación de recirculación.

- 2.- Elegir una carga superficial, Cs

$$Cs = 8 - 16 \text{ m}^3/\text{día m}^2$$

- 3.- Calcular el área transversal del recipiente:

$$Ac = \frac{Q (1+r)}{Cs} \text{ m}^2$$

- 4.- Calcular el diámetro del sedimentador, Dc :

$$Dc = ( 4 Ac/\pi )^{\frac{1}{2}}$$

intervalo Dc < 60 m

Si el diámetro del clarificador es mayor a 60m, dividir entre dos el flujo influente y dimensionar dos clarificadores.

- 5.- Establecer la altura del clarificador, hc :

$$hc = 2.0 \text{ m}$$

- 6.- Calcular el volumen del clarificador, Vc

$$Vc = Ac \text{ hc}$$

- 7.- Calcular el tiempo de retención hidráulico del clarificador secundario, tc :

$$tc = 24 \frac{Vc}{Q (1 + r)}$$



4.4.3.4 Algoritmo de cálculo de sedimentación secundaria con datos típicos, para contactores biológicos rotatorios y filtros percoladores.

1.- Establecer valores para los siguientes parámetros :

Q : flujo influente, m<sup>3</sup>/día.  
 X : concentración de SSV en el influente, mg/l.  
 Xe : concentración de SSV en el efluente, mg/l.  
 Xp : concentración de SSV en la purga, mg/l.

2.- Establecer una carga superficial, Cs :

$$Cs : 20 - 40 \text{ m}^3/\text{día m}^2$$

3.- Calcular el área transversal, A :

$$Ac = \frac{Q}{Cs}$$

4.- Establecer una altura del clarificador, hc :

$$hc = 2 - 4 \text{ m}$$

5.- Calcular el diámetro del clarificador, Dc :

$$Dc = \left[ \frac{4 Ac}{\pi} \right]^{\frac{1}{2}}$$

6.- Calcular el volumen del clarificador, Vc :

$$Vc = Ac hc$$

7.- Calcular el tiempo de retención hidráulico, tc :

$$t = 24 \frac{Vc}{Q}$$

$$\text{rango : } 2 - 4 \text{ h}$$

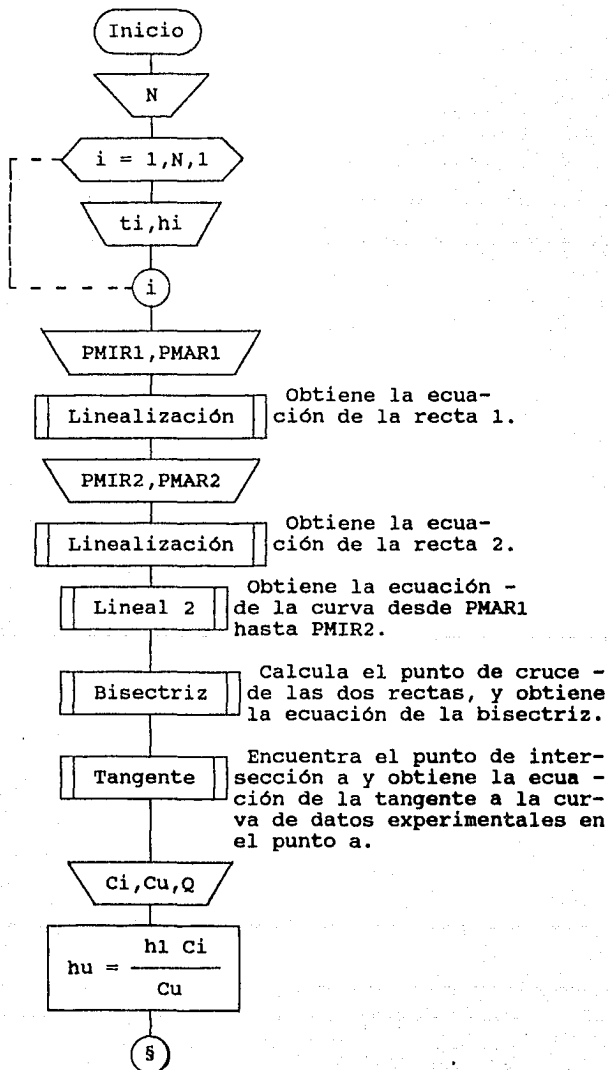
8.- Calcular el efluente, Qe :

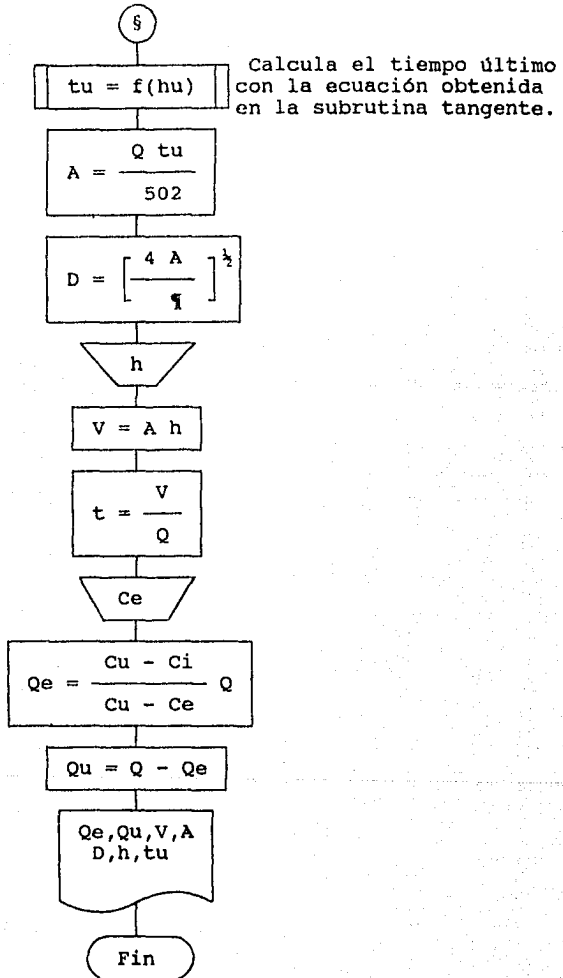
$$Qe = \frac{Q (Xp - X)}{Xp - Xe}$$

9.- Calcular la purga de lodos del clarificador, Qp :

$$Qp = Q - Qe$$

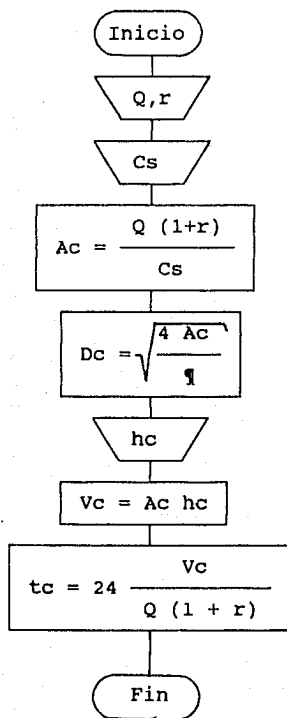
4.4.4.1 Diagrama de flujo para la Sedimentación Secundaria (Datos experimentales)



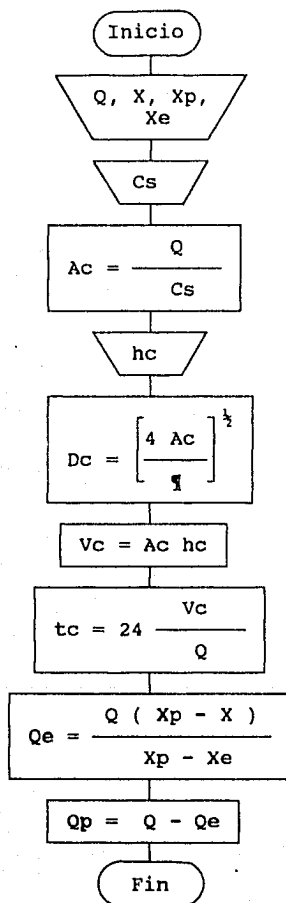


- PMIR1 : Punto mínimo de la recta 1.
- PMAR1 : Punto máximo de la recta 1.
- PMIR2 : Punto mínimo de la recta 2.
- PMAR2 : Punto máximo de la recta 2.

#### 4.4.4.2 Diagrama de flujo de Sedimentación Secundaria (Lodos Activados y Aireación Extendida)



4.4.4.3 Diagrama de flujo de Sedimentación Secundaria  
(Contactores Biológicos Rotatorios y  
Filtros Percoladores)



## 4.4.5 Anexo.

## Pruebas para diseño del clarificador secundario.

Para obtener los parámetros necesarios para el diseño del clarificador, se realiza una prueba de sedimentación para los lodos en el laboratorio usando un cilindro graduado de 1000 ml (un cilindro estandar graduado tiene una altura de 1.12 ft). El cilindro se llena con la suspensión en estudio; al principio del experimento ( $t=0$ ), la concentración de la suspensión es uniforme en todo el cilindro. Es importante que se tenga una agitación constante de alrededor de 5 RPM. Esta agitación simula la agitación de barrido mecánico utilizado en remoción de lodos o prevención de estratificación. La altura de la interfase 1 (Fig. 4.26) se registra en intervalos de tiempo preseleccionados, por lo que se contará con datos de  $H$  vs.  $t$  (Punto 2 del algoritmo). Con los primeros puntos de la curva obtenida de graficar  $H$  vs.  $t$ , se traza una tangente (Punto 3 del algoritmo). Del mismo modo, en el otro ramal de la curva, con los últimos puntos se traza otra tangente. Con las dos tangentes se traza una línea de bisección y donde corta la curva de asentamiento, se traza otra tangente a la curva. Conociendo la concentración inicial de lodo y la profundidad inicial del lodo (altura del cilindro) se selecciona una concentración de purga de diseño y se determina la profundidad de la interfase. Con el valor de la profundidad de la interfase se dibuja una línea horizontal, desde ese punto hasta la intersección con la última tangente trazada y se determina el tiempo  $t_2$  requerido para conseguir la concentración deseada en la purga del clarificador. Después de realizar paso a paso lo descrito anteriormente y en el algoritmo se puede obtener una gráfica como la mostrada en la figura 4.27.

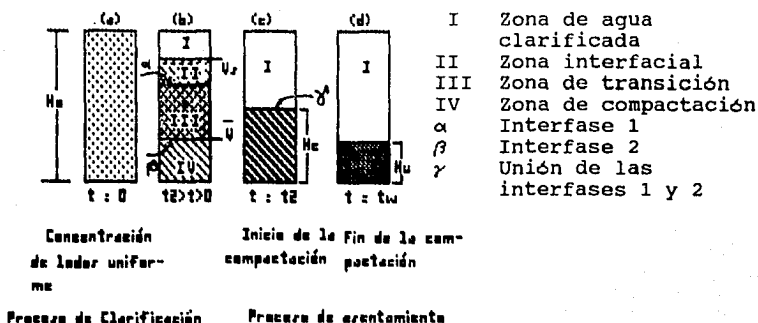


Fig. 4.26 Zona de asentamiento. (Ramalho, 1983)

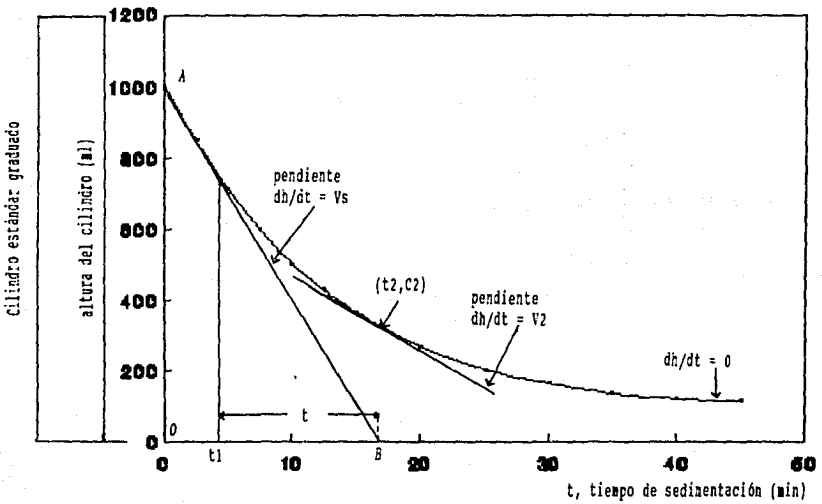


Fig. 4.27 Determinación del tiempo requerido para obtener una concentración deseada en la purga del sedimentador secundario. (Ramalho, 1983)

## 5.1. Descripción y fundamento.

El proceso de lodos activados emplea una mezcla de microorganismos bajo condiciones aerobias que utilizan la materia orgánica en el agua de desecho como alimento o sustrato. Las principales unidades de este sistema, se muestran en la Fig. 5.1. Consiste de un reactor biológico con suministro de oxígeno (el tanque de aeración), un separador sólido-líquido (el sedimentador secundario), y una línea de recirculación de lodos.

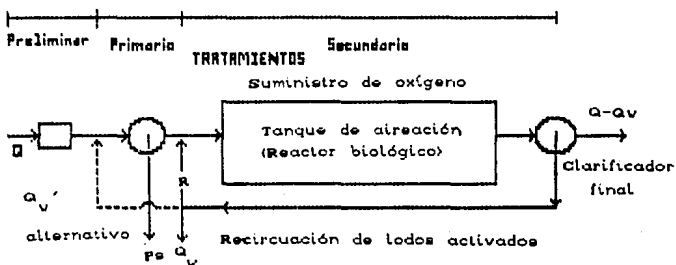


Fig. 5.1. Diagrama de flujo del proceso de lodos activados. (Reynolds, 1982)

El flujo de alimentación de agua de desecho,  $Q$ , es mezclado con el flujo de lodos activados recirculados,  $R$ , inmediatamente antes de entrar al reactor biológico. La mezcla de lodos activados - agua residual que se encuentra dentro del reactor se denomina "licor mezclado". Al entrar al reactor, los lodos activados adsorben rápidamente la materia



orgánica presente en el agua residual. La fracción coloidal y suspendida es solubilizada y oxidada por vía biológica; el material orgánico soluble es oxidado por vía biológica con un tiempo de reacción usualmente menor que el requerido para la sustancia orgánica suspendida adsorbida. El suministro de oxígeno para el tanque de aeración se proporciona usualmente por difusión de aire comprimido, o por aeración superficial mecánica; inclusive, se ha utilizado oxígeno puro en algunas circunstancias. La aeración por difusión de aire comprimido o por medios mecánicos tiene un doble propósito, ya que además de proporcionar el oxígeno requerido para la biooxidación, proporciona un mezclado suficiente para un contacto adecuado entre los lodos activados y las sustancias orgánicas en el agua residual.

En seguida, el licor mezclado fluye hacia el separador sólido - líquido (sedimentador secundario), donde los sólidos biológicos sedimentan y se evacúa el agua residual tratada por medio de vertederos. Usualmente se requiere una desinfección para efluentes municipales antes de descargarlo en el cuerpo de agua que recibirá esta corriente; sin embargo, algunos efluentes industriales no requieren desinfección porque no presentan patógenos. Los lodos activados del fondo del clarificador final son bombeados por bombas recirculadoras, y el flujo de lodos activados recirculados se mezcla con el flujo de agua residual alimentado en la entrada. Una fracción de esta corriente

debe ser eliminada del sistema; se le conoce como lodos de purga.

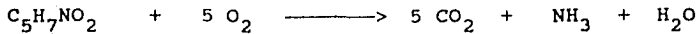
El sustrato es removido durante el proceso biológico por dos caminos : (Metcalf y Eddy, 1972)

1. Metabolismo celular.- Parte del sustrato o alimento es utilizado por los microorganismos para la síntesis de nuevas células, resultando en un incremento de biomasa, lo que corresponde a la fase de síntesis. La fórmula empírica promedio de las células de sólidos suspendidos volátiles de licor mezclado es  $C_5H_7NO_2P_{0.0833}$ , lo que indica que se debe proporcionar el nitrógeno y fósforo necesarios para la síntesis. En la fórmula empírica, el por ciento de nitrógeno en las células es 12.4%.

2. Metabolismo para energía.- El sustrato remanente es oxidado a productos finales, principalmente  $CO_2$  y  $H_2O$ . Este proceso de oxidación es esencial para la producción de energía para las funciones vitales, síntesis de nuevas células y movilidad. Se ha encontrado que aproximadamente el 65% del sustrato removido es oxidado para proveer la energía requerida, y que el 35% es utilizado en la síntesis de nuevas células.

Ya que el sustrato (materia orgánica) es removido continuamente para la síntesis celular (anabolismo) y la obtención de energía (catabolismo), la concentración de materia orgánica se agota. Una vez que la fuente de materia orgánica comienza a ser limitante, los microorganismos entran

en la fase de respiración endógena. Bajo estas condiciones, la materia celular es oxidada para satisfacer los requerimientos de energía. Consecuentemente, la cantidad de biomasa disminuye. Asumiendo la fórmula química antes mencionada, la oxidación celular correspondiente a la respiración endógena es :



Para un correcto funcionamiento del proceso, la concentración de sólidos suspendidos en el licor mezclado (SSLM) debe tener un nivel constante, lo que se logra mediante la recirculación de los microorganismos (lodos). La razón de recirculación (R/Q) depende de la concentración deseada de SSLM y de la concentración de lodos activados sedimentados en el flujo recirculado.

Debido a que en la oxidación biológica el sustrato es utilizado para la respiración y para la síntesis de nuevas células microbianas, la producción neta de células debe ser removida del sistema para mantener la concentración constante de SSLM en el reactor.

La masa neta de producción de células diaria representa la masa de células que se debe disponer diariamente como lodos de purga o de desecho; esto es igual a la masa total de células sintetizadas menos la masa de células que decae

endógenamente.

Las sustancias y elementos esenciales requeridos para el tratamiento estan clasificados como :

- a) Elementos principales
- b) Elementos secundarios
- c) Elementos en trazas
- d) Factores de crecimiento

Los elementos principales son : carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y fósforo. Los elementos secundarios son principalmente azufre, potasio, silicio, magnesio, calcio y cloro. Los elementos trazas son : hierro , manganeso, cobalto, cobre, boro, zinc, molibdeno y aluminio . Los factores de crecimiento son esencialmente sustancias en cantidades muy pequeñas (trazas), sin las cuales la síntesis no puede realizarse. Estas incluyen principalmente vitaminas, aminoácidos, y precursores para la síntesis de aminoácidos u otros compuestos requeridos.

En aguas residuales municipales comunmente se encuentran todos estos; en ciertas aguas industriales puede haber deficiencias importantes de nitrógeno y fósforo y estos deben ser adicionados en razón N : DBO5 de 1 : 32 y P : DBO5 de 1 : 150. (Ramalho, 1983)

Los microorganismos pueden ser clasificados por sus requerimientos de respiración como aerobios, anaerobios y anaerobios facultativos. La respiración produce la energía para su proceso de vida y esencialmente consiste en remoción

enzimática de átomos de hidrógeno de una sustancia donadora de hidrógeno, la cual, resulta oxidada. Los átomos de hidrógeno son dirigidos hacia un receptor de hidrógeno, el cual es reducido. En la respiración aerobia, el receptor de hidrógeno es oxígeno molecular y el producto final es agua. En la respiración anaerobia, el aceptor de hidrógeno puede ser oxígeno combinado en forma de radicales como son los iones nitrato, sulfato y carbonato o compuestos orgánicos (fermentación). Las anaerobias facultativas utilizan respiración aerobia si hay oxígeno molecular en el ambiente; pero si no, realizan respiración anaerobia. En el proceso de lodos activados las bacterias presentes son aerobias y anaerobias facultativas.

Algunos de los factores físicos principales que afectan al proceso de lodos activados son : temperatura y presión osmótica. Arriba de los 75°C los microbios mueren rápidamente si el tiempo de contacto es suficiente, de 5 a 10 minutos, dependiendo del tipo de microorganismos. La presión osmótica, la cual depende de la concentración de sal en el ambiente, se debe mantener dentro de un cierto rango debido a la alimentación de los microbios por ósmosis. Muchos microbios no son afectados por el contenido de sales si estas se encuentra entre 500 y 35000 mg/l. La presión hidrostática a que se encuentra el proceso de lodos activados no afecta la actividad microbiana.

Los principales factores químicos que afectan el proceso de lodos activados son : pH, la presencia de ciertos ácidos y bases, la presencia de oxígeno molecular, la presencia de agentes oxidantes y reductores, la presencia de sales e iones de metales pesados, y la presencia de ciertos químicos. (Reynolds, 1982)

Los microbios utilizados en el proceso de lodos activados, como la mayoría de las bacterias se desarrollan mejor en un rango de pH neutro de 6.0 a 9.0. (Reynolds, 1982)

Ciertos ácidos como el ácido benzoico, y ciertas bases, como el hidróxido de amonio son tóxicos para los microbios si están presentes en ciertas concentraciones; sin embargo, a altas concentraciones todos los ácidos y bases son tóxicos. Las concentraciones no dañinas se encuentran en el rango de pH cercano a 7.

El oxígeno molecular disuelto debe estar presente para los aerobios y aerobios facultativos cuando utilizan respiración aerobia. Usualmente una concentración de 2 mg/l en el licor mezclado es utilizada como valor de diseño para el reactor biológico. (Reynolds, 1982)

Los agentes reductores y oxidantes fuertes son tóxicos para los microorganismos a concentraciones relativamente bajas. Todos los halógenos (flúor, cloro, yodo y bromo) y sus sales, si tienen una valencia arriba de la menor, son agentes oxidantes fuertes y muy tóxicos.

Las sales de metales pesados y los iones de metales pesados son tóxicos en concentraciones relativamente bajas.

## 5.2 Regimen hidráulico del reactor.

El mezclado completo ocurre cuando los compuestos que entran en el tanque son dispersados inmediatamente a través del tanque. Los rasgos distintivos de un sistema de mezclado completo son : (Reynolds, 1982)

- 1.- Distribución uniforme del influente y los sólidos retornados al reactor (tanque de aeración)
- 2.- Contenido homogéneo del reactor
- 3.- Las características del licor mezclado son las mismas en el tanque y en el efluente
- 4.- Un retiro uniforme del licor mezclado del reactor.

El proceso de lodos activados de mezclado completo tiene diversas ventajas sobre los procesos convencional (flujo pistón) y de aeración por etapas, así como en otras modificaciones a los lodos activados, porque tiene (Reynolds, 1982) :

- 1.- Máxima uniformidad en la rapidez de consumo de oxígeno.
- 2.- Máximo amortiguamiento de las cargas de choque porque son rápidamente dispersadas hacia todas las partes del volumen del reactor.
- 3.- Máxima neutralización del bióxido de carbono producido

durante la bio-oxidación aerobia.

- 4.- Máxima reducción en la toxicidad de una masa de sustancia tóxica porque es rápidamente mezclado en todo el volumen del reactor.
- 5.- Uniformidad relativa en las condiciones ambientales para la masa biológica activa.
- 6.- Mayor flexibilidad que otros procesos de lodos activados.

La principal desventaja del proceso de mezclado completo es el volumen del reactor; para un cierto grado de remoción orgánica de una agua residual con materia orgánica soluble es mayor que el volumen para un proceso convencional. (Reynolds, 1982)

La variante completamente mezclada es particularmente aplicable para tratar aguas residuales industriales que tienen alto contenido orgánico. Si se utiliza un tiempo de reacción de 20 a 24 hr, la rapidez de demanda de oxígeno en mg/l.hr puede ser relativamente menor y el decaimiento endógeno de los lodos mayor; lo que minimiza la cantidad de lodos activados de purga.

### 5.3 Cinética del proceso.

Numerosos investigadores han desarrollado ecuaciones de diseño para el proceso de lodos activados de mezclado completo y se han basado en las ecuaciones cinéticas,



ecuaciones de crecimiento, y balances de materia sobre el sustrato o los sólidos biológicos o una combinación de estos.

Asumiendo que las condiciones del medio ambiente son controladas apropiadamente, la estabilización efectiva del desecho se puede asegurar por el control de la rapidez de crecimiento de los microorganismos.

Una relación empírica para el crecimiento biológico y la utilización de sustrato que es comunmente utilizada en sistemas biológicos de estabilización de desechos orgánicos y/o inorgánicos es (Metcalf y Eddy, 1972) :

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

donde:

$dX / dt$  : rapidez neta de crecimiento de microorganismos,

$Y$  : coeficiente de producción de células, masa de  
masa /volumen.tiempo  
microorganismos /masa de sustrato utilizado

$dF / dt$  : rapidez de utilización de sustrato por los  
microorganismos, masa de sustrato/volumen.tiempo

$k_d$  : coeficiente de decaimiento de microorganismos, --  
1/tiempo

$X$  : concentración de microorganismos, masa/volumen

La utilización específica, o la velocidad de sustrato removido,  $U$  (masa de sustrato utilizado/masa de

microorganismos.tiempo) es :

$$U = \frac{\Delta F / \Delta t}{X} \quad (2)$$

En la ecuación (2)  $\Delta F / \Delta t$  representa la masa de substrato utilizada por la masa de microorganismos X sobre un período de tiempo finito  $\Delta t$ .

El tiempo de residencia medio de las células, simbolizado por  $\theta_c$  es :

$$\theta_c = \frac{X}{\Delta X / \Delta t} \quad (3)$$

donde  $\Delta X / \Delta t$  es la cantidad total de masa microbial desechada periódicamente del sistema de tratamiento.

Las suposiciones inherentes en el desarrollo de las ecuaciones anteriores son: (Metcalf y Eddy, 1972)

- a) La ecuación (1) es empírica y fue desarrollada originalmente a partir de estudios de tratamiento "batch" de desechos.
- b) El coeficiente de producción de células, Y, se supone constante. La producción depende de :
  - b.1) Estado de oxido-reducción de la fuente de carbón y elementos nutrientes.
  - b.2) Grado de polimerización del substrato.
  - b.3) Tipo de metabolismo.
  - b.4) Velocidad de crecimiento.
  - b.5) Parámetros físicos y fisicoquímicos de cultivo.

El coeficiente de decaimiento endógeno debe ser estimado para factores tales como muerte, depredación y desviación de energía para mantenimiento de reacciones; varía con el tiempo de residencia medio de las células.

- c) Todos los nutrientes necesarios requeridos para el crecimiento biológico se encuentran presentes, la única sustancia limitante es la materia orgánica.
- d) Las ecuaciones se aplican para los procesos de tratamiento de desechos que emplean bacterias como el organismo principal.
- e) Las ecuaciones se aplican únicamente para las porciones de desecho solubles y biodegradables.

#### 5.4 Diseño.

##### Suposiciones adicionales:

- 1.- La estabilización de los desechos por los microorganismos ocurre solamente en la unidad del reactor. En algunos sistemas puede haber alguna estabilización de desecho en la unidad de sedimentación, lo que en este caso se desprecia.
- 2.- El volumen utilizado en el cálculo del tiempo de residencia medio de las células para el sistema incluye solamente el volumen del reactor. Esto asume que el sedimentador sirve solo como un depósito del cual los sólidos son regresados para mantener un nivel de sólidos

dado en el tanque de aeración.

El tiempo de residencia medio de las células, como se definió en la ecuación (3) es :

$$\theta_c = \frac{V X}{Q_w X + (Q - Q_w) X_e} \quad (4)$$

donde:

Q : Caudal de agua alimentada al proceso, m<sup>3</sup>/d.

Q<sub>w</sub> : Caudal de líquido que contiene la fracción de células desechadas del reactor, m<sup>3</sup>/día. (Purga a nivel de reactor)

X : Sólidos Suspendedos Volátiles del Licor Mezclado (SSVLM), mg/l.

X<sub>e</sub> : Concentración de microorganismos en el efluente del sedimentador, mg/l.

En un sistema con una operación apropiada del sedimentador, la cantidad de células en el efluente es muy pequeña, y la ecuación (4) se puede simplificar para dar :

$$\theta_c = \frac{V}{Q_w} \quad (5)$$

La concentración de microorganismos X, esta dada por :

$$X = \frac{\theta_c}{\theta} * \frac{Y (S_o - S)}{1 + k_d \theta_c} \quad (6)$$

donde :

S<sub>o</sub> : concentración de substrato en el influente, mg/l

S : concentración de substrato en el efluente, mg/l

$\theta$  : tiempo de retención hidráulica medio para el reactor, definido como  $V/Q$ , hr.

En algunos tratamientos biológicos, el desecho celular es evacuado directamente de la línea de recirculación de lodos. Si este es el caso, la ecuación (4) resulta :

$$\theta_c = \frac{V X}{Q_w' X_r + (Q - Q_w') X_e} \quad (7)$$

donde :

$X_r$  : Concentración de microorganismos en la línea de recirculación de lodos, mg/l.

$Q_w'$  : Caudal de purga de la línea de recirculación, m<sup>3</sup>/día.

Asumiendo que  $X_e$  es muy pequeña, la ecuación (7) puede reescribirse como:

$$\theta_c = \frac{V X}{Q_w' X_r} \quad (8)$$

Entonces, para drenar de la línea de recirculación, se requiere que las concentraciones de microorganismos en el licor mezclado y en los lodos de retorno se conozcan.

### 5.5 Producción de lodos.

Es importante conocer la cantidad de lodos producidos por día, porque ésta gobierna el diseño de manejo de lodos y los medios de disposición. Utilizando el tiempo de residencia medio de las células como criterio, la cantidad

de lodos que se debe desechar por día es:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{X V}{\theta_c} \quad (9)$$

La relación de recirculación  $r$  esta definida como :

$$r = \frac{Q_r}{Q} = \frac{X}{X_r - X} \quad (10)$$

donde :

$Q_r$  : flujo de recirculación de lodos,  $m^3/\text{día}$ .

La densidad de todas las corrientes del licor se asumen igual a la del agua a la temperatura ambiente. Esta es una buena aproximación si se involucran soluciones acuosas relativamente diluidas.

### 5.6 Requerimiento y transferencia de oxígeno.

Los requerimientos teóricos de oxígeno pueden calcularse conociendo la DBO del desecho y la cantidad de organismos desechados del sistema por día. El razonamiento es como sigue. Si toda la DBO fuera convertida en productos finales, la demanda total de oxígeno sería calculada convirtiendo la  $DBO_5$  a  $DBO_u$  utilizando un factor de conversión adecuado. Si se conoce qué porción del desecho es convertida en nuevas células, y consecuentemente evacuado del sistema, la  $DBO_u$  de las células desechadas es sustraída del total. La cantidad remanente representa la cantidad de oxígeno que debe suministrarse al sistema. La  $DBO_u$  de una

mol de células puede evaluarse como sigue: (Metcalf, 1972).

$$( \text{Kg } \text{O}_2 / \text{Kg de células} ) = 160 / 113 = 1.42$$

El cálculo se basa en la oxidación estequiométrica de una célula con fórmula  $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ .

Por lo tanto la DBOu de las células es igual a :

$$\text{DBOu} = 1.42 (\text{SSV})$$

donde los sólidos suspendidos volátiles (SSV) son una medida indirecta de las células. (Metcalf y Eddy, 1972) -

Por tanto, el requerimiento teórico de oxígeno para un sistema de lodos activados puede ser calculado como:

$$\text{O}_2(\text{Kg/día}) = dF/dt - 1.42 \, dX/dt \quad (11)$$

Así, si la eficiencia de la transferencia de oxígeno del sistema de aeración se conoce o se puede estimar, es posible determinar el requerimiento real de aire. El aire suministrado debe ser suficiente para mantener una concentración de oxígeno disuelto mínima a través del tanque de aeración de 1 a 2 mg/l.

Para aeración por difusión, la cantidad de aire comunmente utilizada en diferentes plantas, tiene un rango de 3.8 a 15 m<sup>3</sup> aire /m<sup>3</sup> reactor, con 7.5 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> como factor de diseño rápido. (Metcalf y Eddy, 1972)

El aire suministrado debe de ser el adecuado para satisfacer la DBO del agua de desecho, para satisfacer la respiración endógena de los organismos de los lodos, y para proveer un mezclado adecuado. Para relaciones alimento a microorganismos mayores a 0.3, la cantidad de aire requerido

esta entre 30 a 55 m<sup>3</sup> / Kg de DBO<sub>5</sub> removido. A relaciones bajas de alimento a microorganismos, la respiración endógena, la nitrificación y los periodos de aeración prolongados incrementan el aire utilizado a un rango de : 80 a 115 m<sup>3</sup> / kg. de DBO<sub>5</sub> removido. Los sistemas de difusión de aire deben ser capaces de entregar 150% del requerimiento normal, lo cual se asume que es de 62 m<sup>3</sup> / Kg de DBO<sub>5</sub> en el agua residual. Un flujo de aire mínimo de aproximadamente 17 m<sup>3</sup> / hr.m de longitud del tanque se requiere para una velocidad de mezclado adecuada y para evitar la deposición de los sólidos (Metclaf y Eddy, 1972). La cantidad de aire requerida teóricamente por el reactor, se debe corregir con base en las condiciones ambientales y características del agua residual (ver Qasim, 1985, pp 350). Los aireadores superficiales son catalogados en términos de su rapidez de transferencia de oxígeno como Kg O<sub>2</sub>/hp h. Los aireadores superficiales de tamaño comercial tienen un rango de eficiencia de 1 - 2 Kg O<sub>2</sub>/hp h. El rango de eficiencia para los aireadores de turbina es de 0.9 - 3.6 Kg O<sub>2</sub> /hp h.



### 5.7. Algoritmo de cálculo para el proceso de lodos activados con mezclado completo

1.- Establecer valores para las siguientes variables :

Q	:	Flujo del influente, m <sup>3</sup> /día.
So	:	DBO <sub>5</sub> en el influente, mg/l.
S	:	DBO <sub>5</sub> en el efluente, mg/l.
X	:	Concentración de células en el reactor como SSV, mg/l.
Xr	:	Concentración de células en la línea de recirculación como SSV, mg/l.
Xe	:	Concentración de células como SSV en el efluente, mg/l.
$\frac{SSVLM}{SSLM}$	:	Fracción de materia volátil de los sólidos suspendidos del licor mezclado.
Y	:	Coefficiente de producción, Kg de células producidas / Kg de substrato removido.
kd	:	Constante de decaimiento endógeno, día <sup>-1</sup> .
θc	:	Tiempo de residencia medio de las células, días.
T	:	Temperatura ambiente, °C.
P	:	Presión atmosférica, atm.

2.- Elegir el tipo de equipo de aireación :

- Difusión
- Turbina
- Superficial

3.- Calcular el volumen del reactor.

$$V = \frac{Y Q \theta_c (S_o - S)}{(1 + k_d \theta_c) X} \quad m^3$$

4.- Dimensionamiento del reactor : establecer la altura, h, tomando en cuenta el equipo de aireación a utilizar, y con ésta, dimensionar el área transversal.

Difusión :	h = 3.0 - 4.5 m.
Turbina :	h = 4.5 - 6.0 m.
Superficial :	h = 2.5 - 3.5 m.

$$A = \frac{V}{h} \quad \text{m}^2$$

$$W = (A/2)^{\frac{1}{2}} \quad \text{m}$$

$$L = 2 W \quad \text{m}$$

5.- Elegir una profundidad de bordo libre, b.

$$b = 50 - 80 \text{ cm}$$

$$V_{\text{corregido}} = W L (h + b) \quad \text{m}^3$$

Este volumen solo se utiliza para la construcción, para las dimensiones reales y el cálculo económico. El volumen anterior, el que realmente ocupa el agua residual, se utiliza en los cálculos subsecuentes.

6.- Calcular el tiempo de retención hidráulico, t.

$$t = \frac{V}{Q} \quad \text{día}$$

7.- Comprobar la validez de t:

$$t = 24 \frac{V}{Q} \quad \text{h}$$

El rango para aguas residuales municipales está entre 4 - 8 horas y para aguas residuales industriales está entre 6 - 24 horas.

Si el tiempo de retención hidráulica se encuentra fuera de rango, se puede corregir :

- Si es alto, realizar una de las opciones siguientes:

- a) disminuir  $\theta_c$
- b) aumentar X

Regresar al paso 3.

- Si está bajo, las opciones son :

- a) disminuir X
- b) aumentar  $\theta_c$

Regresar al paso 3.

8.- Calcular la producción de lodos como SSV.

$$\frac{dX}{dt} = \frac{X V}{1000 \theta_c} \quad \text{Kg / día}$$

donde 1000 es un factor de conversión para hacer congruentes las unidades.

9.- Calcular la producción total de lodos como SST.

$$\frac{dX_t}{dt} = \frac{dX/dt}{\left[ \frac{SSVLM}{SSLM} \right]} \quad \frac{\text{Kg}}{\text{día}}$$

10.- Calcular la tasa específica de consumo de sustrato, U

$$U = \frac{(S_o - S)Q}{X V}$$

El valor de U debe estar entre 0.2 y 0.5 KgDBO/KgSSV d

$$U = f(\theta_c)$$

Si  $U < 0.2$  entonces disminuir  $\theta_c$  y regresar al paso 3.

Si  $U > 0.5$  entonces aumentar  $\theta_c$  y regresar al paso 3.

11.- Calcular la carga eliminada, Bv :

$$Bv = \frac{(S_o - S) Q}{1000 V}$$

el intervalo de la carga es 0.8 a 2.0 Kg/m<sup>3</sup> · día

Si la carga es alta, disminuir  $\theta_c$  ó aumentar X y regresar al punto 3.

Si la carga está baja aumentar  $\theta_c$  ó disminuir X y regresar al punto 3.

12.- Calcular el oxígeno requerido:

$$M = \frac{(S_0 - S) Q}{1000 (0.68)} - 1.42 * \left[ \frac{dx}{dt} \right] \text{ Kg O}_2/\text{día}$$

donde

1000 es la constante para hacer congruentes las unidades.

1/0.68 la constante de conversión de DBO5 a DBOu.

1.42 cambio de masa celular a masa de oxígeno.

13.- Calcular la potencia en el suministro del aire

- Si la aireación es por difusión :

13.1.- Verificar la cantidad de aire por unidad de volumen de reactor, Ca:

13.1.1 Calcular el volumen de aire requerido diariamente, a condiciones TPN :

$$Q \text{ aire} = \frac{M}{(1.2) (0.232) (0.08)} \text{ m}^3 / \text{ día}$$

donde :

1.2 : Peso específico del aire a T y P normales, Kg/m<sup>3</sup>.

0.232 : Fracción peso de oxígeno en el aire.

0.08 : Eficiencia de transferencia de oxígeno.

13.1.2 Calcular Ca

$$Ca = Q_{\text{aire}} / V$$

su valor debe estar entre

$$Ca = 30 - 40 \text{ m}^3/\text{día m}^3$$

Si es mayor a 40, continua con el paso 13.2; si es menor a 30, elegir una cantidad de aire por unidad de volumen del reactor, Ca, y calcular Qaire.

$$Q_{\text{aire}} = V Ca \text{ m}^3/\text{día}$$

## 13.2 Calcular la potencia, Pot :

13.2.1 Elegir una eficiencia mecánica,  $\xi_m$ 

$$\xi_m = 0.70 - 0.80$$

13.2.2 Con la temperatura ambiente y la presión atmosférica, calcular Pot :

$$\text{Pot} = \frac{Q_{\text{aire}} (T + 273)}{52915 \xi_m} \left[ (P_2 / P)^{0.283} - 1 \right]$$

donde :

Pot : potencia requerida, hp  
 P : presión absoluta de entrada, atm  
 $\xi_m$  : eficiencia mecánica  
 T : temperatura ambiente, °C.  
 P<sub>2</sub> : presión absoluta de salida del  
 aire, atm.  
 52915 : factor de conversión.

$$P_2 = (h - 0.2) / 10.332 + P$$

donde :

h : profundidad del reactor, m.  
 0.2 : altura a la que se encuentran los  
 difusores de aire.  
 P : Presión atmosférica, atm  
 10.332 : Factor de conversión de unidades.

- Si la aireación es mecánica :

13.1.- Elegir una tasa de transferencia de oxígeno, Pu:

Turbina 22 - 33 Kg oxígeno/hp día

Superficial 22 - 44 Kg oxígeno/hp día

$$\text{Pot}_1 = M / \text{Pu} \quad \text{hp}$$

13.2.- Calcular la potencia requerida para un mezclado completo :

13.2.1.- Elegir una potencia, P<sub>2</sub>

$$P_2 = 0.02 - 0.04 \quad \text{hp/m}^3$$

13.2.2.- Calcular Pot2,

$$\text{Pot2} = P2 V \quad \text{hp}$$

13.2.3.- Elegir como valor de Pot el mayor entre Pot1 y Pot2.

14.- Calcular el flujo de desecho de lodos

14.1.- Si este se tiene en la línea de recirculación, Qw':

$$Qw' = \frac{V X - Q Xe \theta_c}{\theta_c (X_r - X_e)} \quad \text{m}^3/\text{día}$$

14.2.- Si este se tiene en el reactor, Qw :

$$Qw = \frac{V X - Q Xe \theta_c}{\theta_c (X - X_e)} \quad \text{m}^3/\text{día}$$

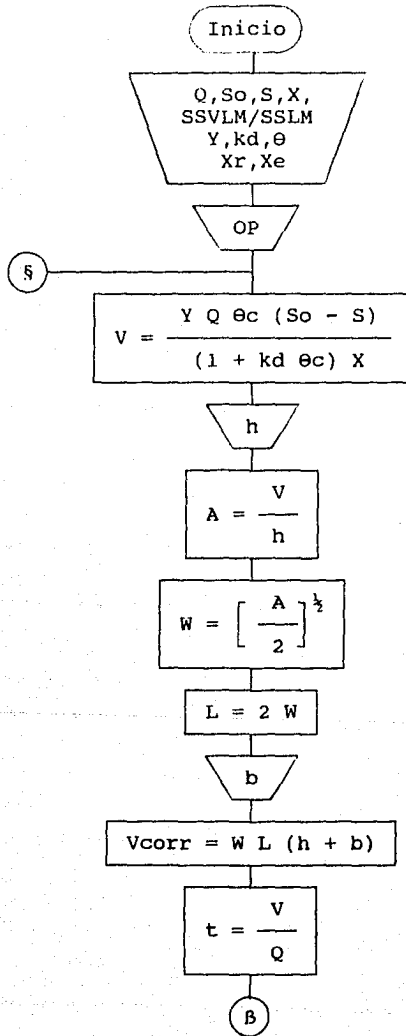
15.- Calcular la relación de recirculación,  $r = Q_r / Q$  :

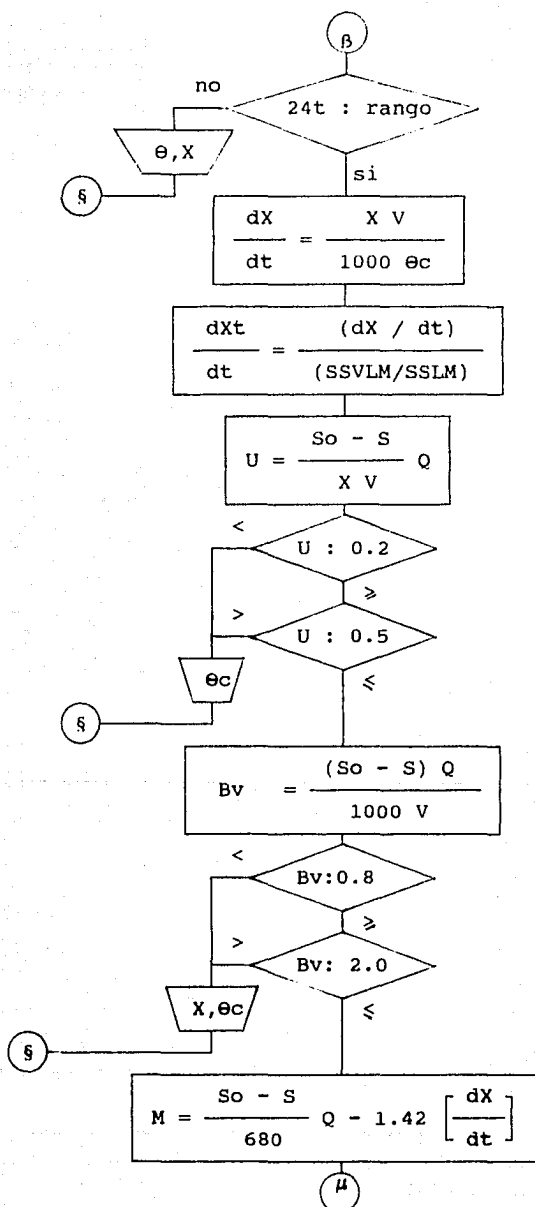
$$r = \frac{X}{X_r - X}$$

Intervalo de aplicación : 0.25 - 1.00

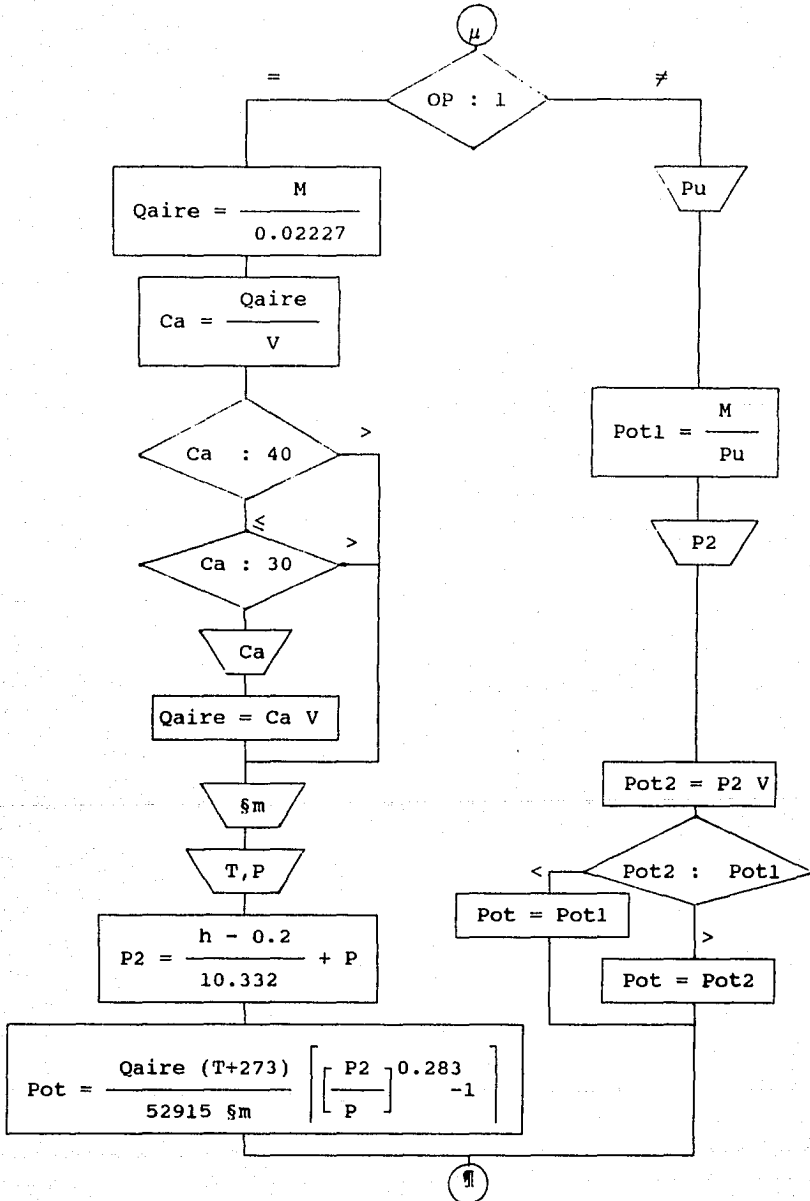
Si el valor de la relación de recirculación se encuentra fuera de rango, existen dos maneras de corregir su valor. La relación de recirculación guarda una relación directamente proporcional con la concentración de células del reactor, X, y una relación inversamente proporcional con la concentración de células en la línea de recirculación, X<sub>r</sub>; de tal manera que si se tiene un valor alto de r, se puede disminuir X o aumentar X<sub>r</sub>, y se repite el cálculo desde el paso 3. Si el valor está bajo, se aumenta X, o se disminuye X<sub>r</sub>, y se repite el cálculo desde el paso 3.

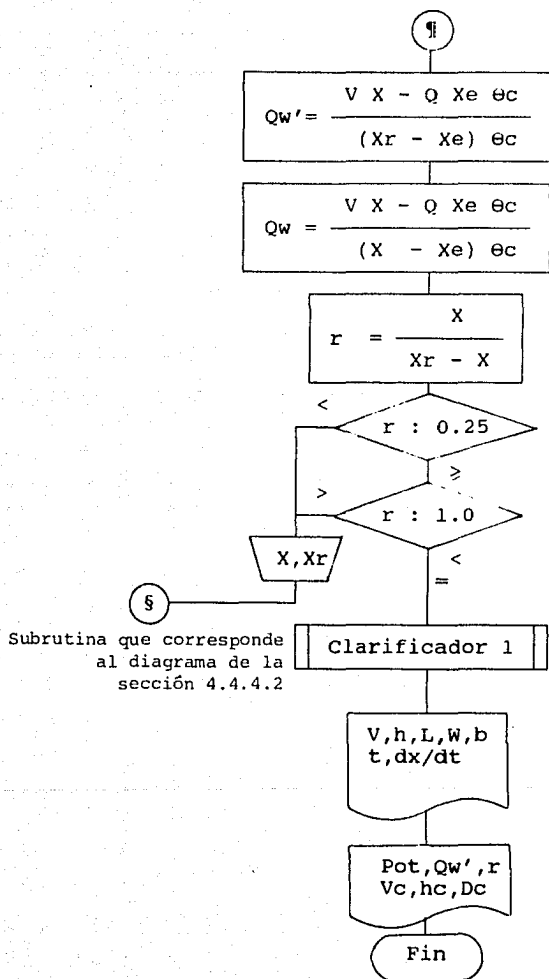
5.8 Diagrama de flujo para el proceso de Lodos Activados











Obtención de los parámetros  $k_d$  y  $Y$  para el proceso de lodos activados.

El coeficiente de rendimiento,  $Y$ , y la constante de degradación o decaimiento endógeno,  $k_d$ , se pueden determinar utilizando una serie de reactores batch inoculados con un cultivo de lodos activados desarrollado en un reactor continuo.

En general, la prueba para los coeficientes tiene una duración de 24 horas con el fin de obtener valores lo mas exactos posibles. Esta determinación esta basada en las relaciones célula-substrato.

La rapidez neta de producción celular esta dada por :

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

donde :

- $dX/dt$  : rapidez de producción de masa celular, masa/volumen tiempo
- $dS/dt$  : rapidez de biooxidación del substrato, masa /volumen.tiempo.
- $X$  : concentración de masa celular como SSV en el reactor, masa/volumen.

Si se divide entre  $X$  y se toma un determinado incremento de tiempo,  $\Delta t$ , se tiene :

$$\frac{1}{X} \frac{\Delta X}{\Delta t} = \frac{Y}{X} \frac{\Delta S}{\Delta t} - k_d \quad (2)$$

donde :

$\Delta X$  : cambio de concentración de masa celular, masa/volumen.

$\Delta S$  : cambio de concentración masica del substrato, masa/volumen.

$\Delta t$  : incremento de tiempo, tiempo.

$X$  : concentración promedio de SSV durante el incremento de tiempo, masa/volumen.

Si la prueba es por un día,  $\Delta t = 1$  y la ecuación (2) da:

$$\frac{\Delta X}{X} = Y \frac{\Delta S}{X} - kd \quad (3)$$

Trazando la gráfica de  $\Delta X/X$  vs.  $\Delta S/X$  se obtiene una línea recta con pendiente  $Y$  y ordenada al origen  $- kd$ .

Desarrollo del experimento :

Se elige una concentración inicial de substrato ( $S_0$ ).

Establecer cuatro diferentes concentraciones de sólidos suspendidos volátiles en cuatro reactores batch.

Establecer una frecuencia de muestreo dependiendo de la degradabilidad del substrato. En caso de duda establecer un intervalo de 1 hora, inicialmente, y conforme se obtengan los resultados ajustar el intervalo de muestreo. Airear durante el intervalo de tiempo establecido los cuatro reactores.

Al transcurrir el tiempo establecido, medir los SSVLM y la concentración de substrato en cada uno de los reactores.

Calcular los diferentes valores de :

$$\frac{\Delta x}{x \Delta t} \quad \text{y} \quad \frac{\Delta s}{x \Delta t}$$

para cada reactor. Trazar la gráfica de

$$\frac{\Delta x}{x \Delta t} \quad \text{vs} \quad \frac{\Delta s}{x \Delta t}$$

Por similitud con la ecuación (2), se puede observar que la ordenada al origen es equivalente a  $-kd$  y la pendiente es  $Y$ .

## 6. Aireación extendida.

### 6.1. Descripción y fundamento.

Este proceso es una modificación del proceso de lodos activados. Su principal característica es la de disminuir la cantidad de lodos que se desechan, los cuales están relativamente estabilizados. Para lograrlo se aumenta el tiempo de residencia medio de las células y se disminuye la carga orgánica aplicada al sistema. Los microorganismos se encuentran francamente en fase endógena, en un ambiente en el que hay poco alimento y metabolizan su material citoplásmico. No todo el material celular es biodegradable; las cápsulas celulares no son procesables por los microorganismos; este material constituye la masa de lodo a manejar en el sedimentador secundario y en la purga de lodos.

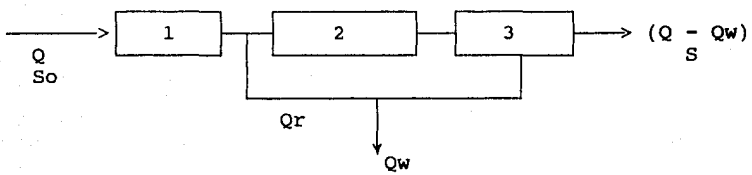
Las diferencias en los parámetros de diseño entre los procesos de lodos activados de tipo completamente mezclado y los de aireación extendida se muestran en la tabla 6.1. El proceso de aireación extendida tiene un gran consumo de oxígeno.

Tabla 6.1. Parámetros de diseño para los procesos de lodos activados y aireación extendida. (Metcalf y Eddy, 1979; Ramalho, 1983; EPA 1977)

Parámetro	Lodos activados	Aireación extendida
$\theta_c$ , días	5 a 15	20 a 60
% remoción DBO	85 a 95	75 a 95
$U$ , 1/ día	0.2 a 0.6	0.10 a 0.25
Carga orgánica, Kg/m <sup>3</sup>	0.8 a 2.0 +	0.16 a 0.40 +
$X$ , mg/l	3000 a 6000	3500 a 5000
$t$ , h	3 a 5	18 a 36
$r$	0.25 a 1.00	0.75 a 1.50

+ Reportada como DBO5

El diagrama de flujo para el proceso de aireación extendida es muy similar al diagrama de flujo del proceso de lodos activados. Sin embargo, con frecuencia el proceso de aireación extendida no cuenta con la operación unitaria de sedimentación primaria, con lo cual, su diagrama de flujo es similar al de la figura 6.1.



- 1.- Pretratamiento (cribado y desarenación)
- 2.- Reactor aerobio
- 3.- Sedimentador secundario.

Fig 6.1. Diagrama de flujo para el proceso de aireación extendida.

## 6.2. Algoritmo de cálculo para el proceso de aireación extendida.

Se sigue un procedimiento similar al del proceso de lodos activados, debido a que la aireación extendida es una variante del proceso convencional de lodos activados.

### 1.- Establecer valores para las siguientes variables :

Q	: Flujo del influente, m <sup>3</sup> /día.
So	: DBO5 en el influente, mg/l.
S	: DBO5 en el efluente, mg/l.
X	: Concentración de células en el reactor como SSV, mg/l.
Xr	: Concentración de células en la línea de recirculación como SSV, mg/l.
Xe	: Concentración en el efluente , mg/l.
SSVLM	
SSLM	: Fracción de materia volátil de los sólidos suspendidos .
Y	: Coeficiente de producción, Kg de células producidas / Kg de substrato removido.
kd	: Constante de decaimiento endógeno, día <sup>-1</sup> .
θc	: Tiempo de residencia medio de las células, días.
T	: Temperatura ambiente, °C.
P	: Presión atmosférica, atm.

### 2.- Elegir el tipo de equipo de aireación :

- a) Difusión
- b) Turbina
- c) Superficial

### 3.- Calcular el volumen del reactor.

$$V = \frac{Y Q \theta_c (S_o - S)}{(1 + k_d \theta_c) X} \quad \text{m}^3$$

### 4.- Dimensionamiento del reactor : establecer la altura, h, tomando en cuenta el equipo de aireación a utilizar, y con ésta, dimensionar el área transversal.

Difusión :	h = 3.0 - 4.5 m.
Turbina :	h = 4.5 - 6.0 m.
Superficial :	h = 2.5 - 3.5 m.



$$A = \frac{V}{h} \quad \text{m}^2$$

$$W = (A/2)^{\frac{1}{2}} \quad \text{m}$$

$$L = 2 W \quad \text{m}$$

5.- Elegir una profundidad de bordo libre, b.

$$b = 50 - 80 \text{ cm}$$

$$V_{\text{corregido}} = W L (h + b) \quad \text{m}^3$$

Este volumen sólo se utiliza para la construcción, para las dimensiones reales y el cálculo económico. El volumen anterior, el que realmente ocupa el agua residual se utiliza en los cálculos subsecuentes.

6.- Calcular el tiempo de retención hidráulica, t.

$$t = \frac{V}{Q} \quad \text{día}$$

7.- Comprobar la validez de t:

$$t = 24 \frac{V}{Q} \quad \text{h}$$

8.- Calcular la producción de lodos (como SSV).

$$\frac{dX}{dt} = \frac{X V}{1000 \text{ ec}} \quad \text{Kg / día}$$

donde 1000 es un factor de conversión para hacer congruentes las unidades.

9.- Calcular la producción total de lodos.

$$\frac{dX_t}{dt} = \frac{dX/dt}{\left[ \frac{\text{SSVLM}}{\text{SSLM}} \right]} \quad \frac{\text{Kg}}{\text{día}}$$

10.- Calcular la tasa de utilización específica, U

$$U = \frac{(S_o - S)Q}{X V}$$

El valor de U debe estar entre 0.10 y 0.25. Si se encuentra fuera de rango se puede corregir,  $U = f(1/\theta_c)$ , así si está bajo se corrige al disminuir  $\theta_c$ , y si está alto, se aumenta  $\theta_c$ .

Si se cambia  $\theta_c$ , regresar al paso 3.

11.- Calcular la carga diaria removida, Bv :

$$Bv = \frac{(S_o - S) Q}{1000 V}$$

el intervalo de la carga es 0.16 a 0.40 Kg/m<sup>3</sup>.

Si la carga está alta, disminuir  $\theta_c$  ó aumentar X y regresar al punto 3.

Si la carga está baja, aumentar  $\theta_c$  ó disminuir X y regresar al punto 3.

12.- Calcular el oxígeno requerido:

$$M = \frac{(S_o - S) Q}{1000 (0.68)} - 1.42 * \left[ \frac{dX}{dt} \right] \quad \text{Kg O}_2/\text{día}$$

donde

1000 constante de conversión de unidades.

1/0.68 constante de conversión de DBO5 a DBOu.

1.42 cambio de masa celular a masa de oxígeno.

13.- Calcular la potencia en el suministro del aire

- Si la aireación es por difusión :

13.1.- Verificar la cantidad de aire por unidad de volumen de reactor

13.1.1 Calcular el volumen de aire requerido diariamente a TPN :

$$Q \text{ aire} = \frac{M}{(1.2) (0.232) (0.08)} \quad \text{m}^3 / \text{día}$$

donde :

1.2 : Peso específico del aire a temperatura y presión normales Kg /m<sup>3</sup>.

0.232 : Fracción peso de oxígeno en el aire.

0.08 : Eficiencia de transferencia de oxígeno.

13.1.2 Calcular Ca

$$Ca = Q_{\text{aire}} / V$$

rango : 30 - 40 m<sup>3</sup>/día m<sup>3</sup>

Si es mayor a 40 continúa con el paso 13.2, si es menor a 30, elegir una cantidad de aire por unidad de volumen del reactor, Ca, y calcular Vaire.

$$V_{\text{aire}} = V Ca \text{ m}^3/\text{día}$$

13.2 Calcular la potencia, Pot :

13.2.1 Elegir una eficiencia mecánica, §m

$$\text{§m} = 0.70 - 0.80$$

13.2.2 Con la temperatura ambiente y la presión atmosférica, calcular Pot :

$$\text{Pot} = \frac{V_{\text{aire}} (T + 273)}{52915 \text{ §m}} \left[ \left( \frac{P_2}{P} \right)^{0.283} - 1 \right]$$

donde :

Pot : potencia requerida, hp

P : presión absoluta de entrada, atm

§m : eficiencia mecánica

T : temperatura ambiente, °C.

P2 : presión absoluta de salida del aire, atm.

$$P2 = (h - 0.2)/10.332 + P$$

donde :

h : profundidad del reactor, m.  
 0.2 : altura a la que se encuentran los difusores de aire.  
 P : Presión atmosférica, atm

- Si la aireación es mecánica :

13.1.- Elegir una potencia,  $P_u$  :

Turbina 22 - 33 Kg oxígeno/hp día  
 Superficial 22 - 44 Kg oxígeno/hp día

$$Pot1 = M / P_u \quad hp$$

13.2.- Calcular la potencia requerida para un mezclado completo :

13.2.1.- Elegir una potencia,  $P_2$

$$P2 = 0.02 - 0.04 \quad hp/m^3$$

13.2.2.- Calcular  $Pot_2$ ,

$$Pot2 = P2 V \quad hp$$

13.2.3.- Elegir como valor de Pot el mayor entre  $Pot_1$  y  $Pot_2$ .

14.- Calcular el flujo de desecho de lodos si éste se tiene en la línea de recirculación,  $Q_w'$ .

$$Q_w' = \frac{V X - Q X_e \theta_c}{\theta_c (X_r - X_e)} \quad m^3/día$$

15.- Calcular el flujo de desecho de lodos si éste se encuentra en la línea de recirculación,  $Q_w$  :

$$Q_w = \frac{V X - Q X_e \theta_c}{\theta_c (X - X_e)} \quad \text{m}^3/\text{día}$$

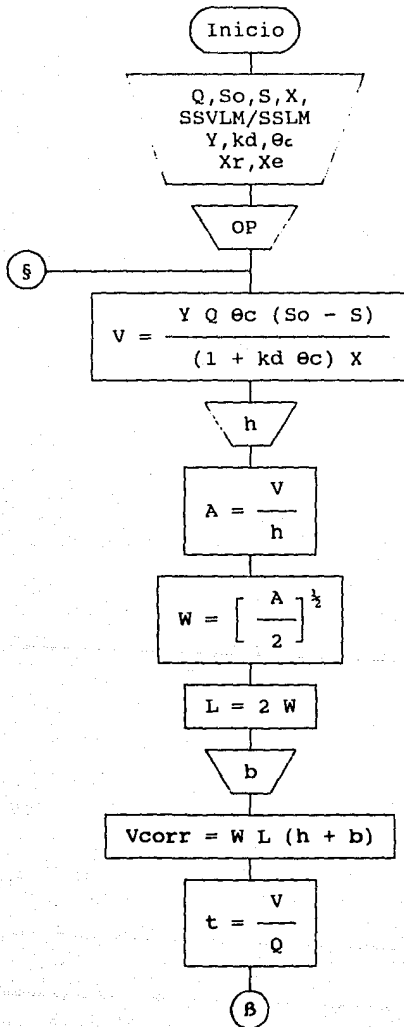
15.- Calcular la relación de recirculación,  $r$

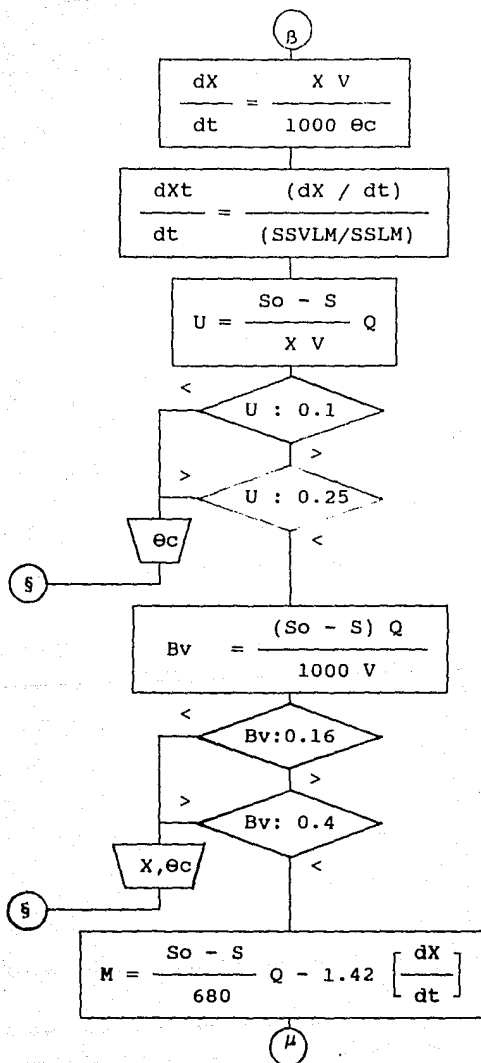
$$r = \frac{X}{X_r - X}$$

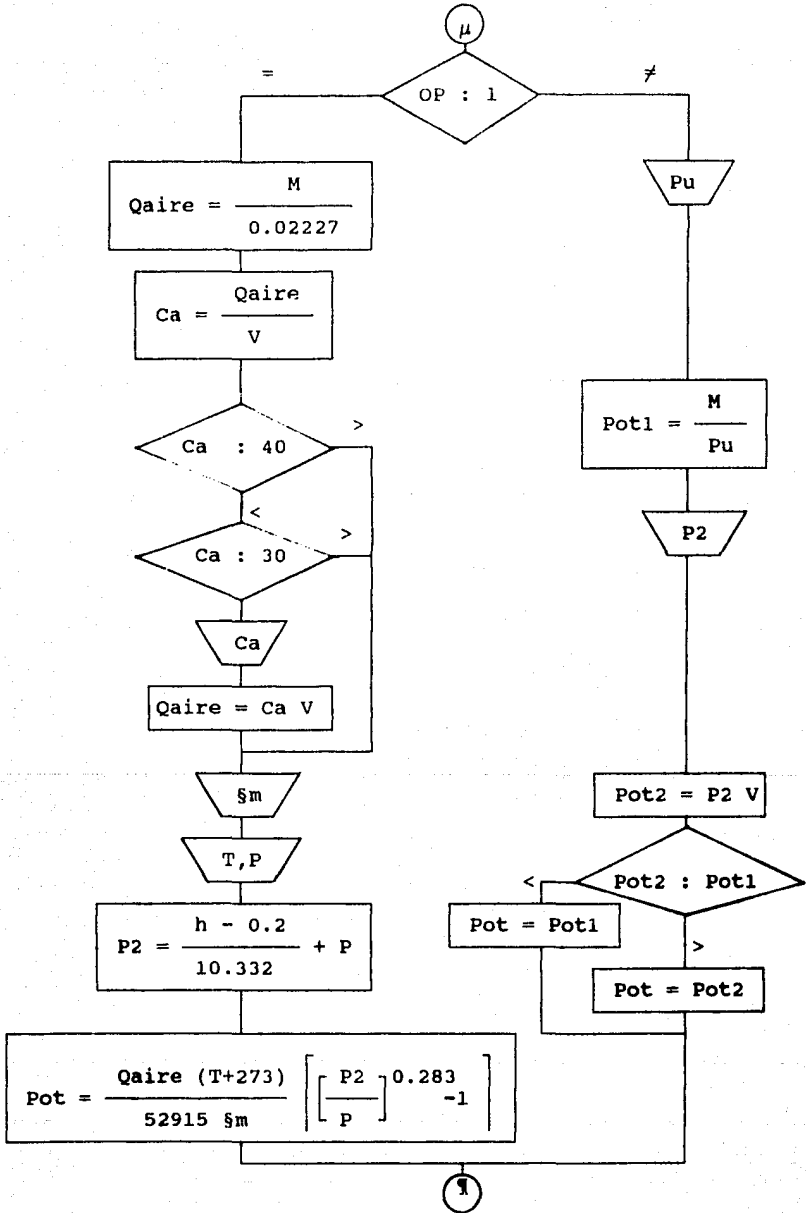
$$\text{Rango} = 0.75 - 1.50$$

Si el valor de la relación de recirculación se encuentra fuera de rango, existen dos maneras de corregir su valor. La relación de recirculación guarda una relación directamente proporcional con la concentración de células en el reactor,  $X$ , y una relación inversamente proporcional con la concentración de células en la línea de recirculación,  $X_r$ . De tal manera que si se tiene un valor alto de  $r$ , se puede disminuir  $X$  o aumentar  $X_r$ , y se repite el cálculo desde el paso 3. Si el valor está bajo, se aumenta  $X$ , o se disminuye  $X_r$ , y se repite el cálculo desde el paso 3.

6.3. Diagrama de flujo para el proceso de Aireación Extendida









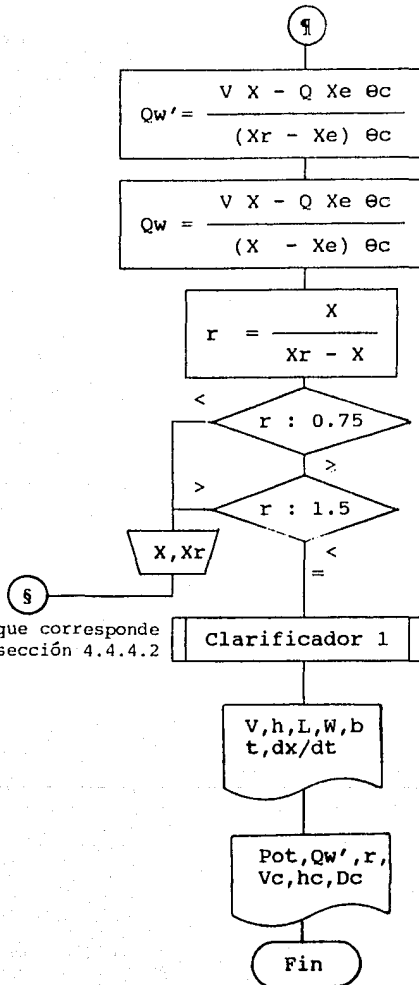


Diagrama de flujo que corresponde al de la sección 4.4.4.2

## 7. FILTROS PERCOLADORES.

### 7.1. Descripción y fundamentos.

El proceso biológico aerobio de lodos activados involucra el crecimiento biológico en suspensión dentro del reactor, por lo que se les conoce como reactores de crecimiento biológico suspendido. Se ha desarrollado otra categoría de reactores, en la cual se utilizan algunos tipos de medios para soportar el crecimiento biológico, estos se denominan reactores biológicos de crecimiento fijo o biopelícula ya que el crecimiento biológico está adherido al medio; los filtros percoladores caen dentro de esta categoría.

Los filtros percoladores cuentan con un medio empacado cubierto con biopelícula o cieno biológico, a través del cual el agua residual es "filtrada". El agua residual es rociada por un brazo rotatorio, que la distribuye uniformemente sobre el medio empacado. El agua residual se percola hacia abajo del medio y el efluente es colectado en el fondo. El nombre dado al equipo no es del todo adecuado, ya que el mecanismo fundamental de la eliminación orgánica no es la filtración, sino la difusión y asimilación microbiana. En la fig. 7.1 se muestra un diagrama de un filtro percolador.

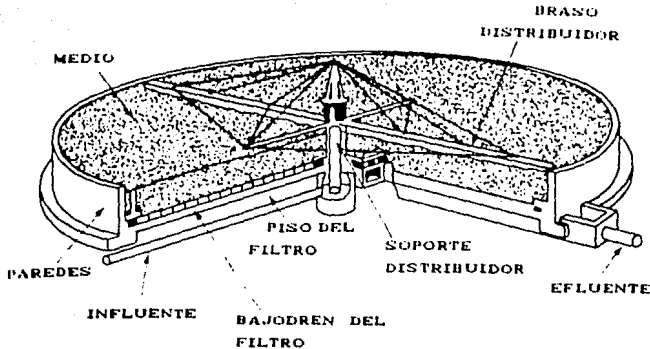


Fig. 7.1. Diagrama de un filtro percolador (Sección de corte) (Benefield y Randall, 1980)

Como el agua de desecho pasa a través de un soporte colonizado con microorganismos, estos utilizan una cantidad apreciable de materiales orgánicos como sustancia alimenticia. La biopelícula es una capa de cieno unida al medio y consta de una capa aerobia y una subcapa anaerobia como se muestra en la fig. 7.2. El espesor de la capa aerobia es una función de la rapidez de flujo de agua residual y de su DBO. En la capa aerobia, el substrato es parcialmente oxidado para proporcionar energía para el proceso biológico, y otra parte es utilizada para la síntesis de nuevo material celular. En la subcapa anaerobia toma lugar otro tipo de

degradación, con la formación de ácidos orgánicos, metano y ácido sulfhídrico.

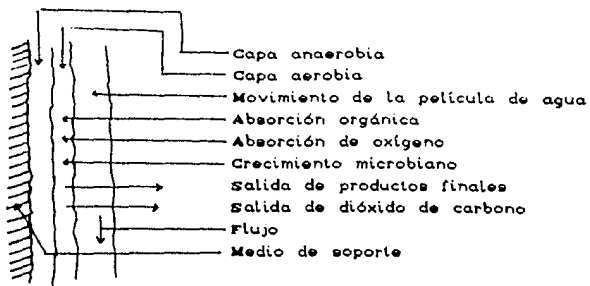


Fig. 7.2. Diagrama de las subcapas aerobia y anaerobia para un filtro percolador. (Reynolds, 1982)

El mecanismo de remoción de DBO en un filtro percolador es similar al del proceso de lodos activados. Se hace pasar el flujo influente por la superficie del filtro, y una gran porción del líquido pasará rápidamente a través del filtro, mientras que el líquido restante escurre lentamente sobre la superficie de la biopelícula. La remoción ocurre por biosorción de la fracción de flujo que pasa rápidamente a través del filtro y la remoción progresiva de constituyentes solubles de la fracción de flujo con un tiempo de residencia mayor.

Como el tiempo de residencia del líquido en el filtro está relacionado con la carga hidráulica, entonces, también la remoción total de DBO estará relacionada con este parámetro. A altas cargas hidráulicas, la fracción de DBO aplicada y removida en el filtro, es aproximadamente igual a

la máxima remoción de DBO lograda por absorción en el proceso de lodos activados y dependerá de la naturaleza química de la materia orgánica que constituye la DBO. A bajas cargas hidráulicas el incremento en el tiempo de residencia permite incrementar la remoción de DBO en una manera análoga al incremento del tiempo de residencia en el proceso de lodos activados. (Eckenfelder, 1961)

El espesor de la biopelícula tiene un efecto desfavorable en la operación del filtro percolador, ya que si ocurre el atascamiento del medio, se deteriora el régimen de flujo del agua residual y la transferencia de oxígeno a los microorganismos aerobios.

El espesor de la biopelícula se mantiene relativamente constante por el efecto cortante del líquido percolado, así como por la acción depredadora de organismos como nemátodos y caracolillos, localizados en la parte baja del filtro.

La biopelícula que se desprende debe ser separada del efluente tratado; para ello se utiliza un sedimentador secundario.

La masa de película activa está relacionada con el área superficial del cieno del filtro y la profundidad de la capa aerobia activa. El tiempo de contacto está relacionado con

la carga hidráulica. A bajas concentraciones de DBO aplicadas a los filtros, y suponiendo una cinética de primer orden se tiene : (Eckenfelder, 1963)

$$\frac{S}{S_0} = \exp [-k t] \quad (1)$$

donde :

S : DBO remanente en el efluente del filtro.

S<sub>0</sub> : DBO aplicado al filtro.

k : coeficiente incorporado al área superficial de película activa por unidad de volumen.

t : tiempo de residencia.

El tiempo de residencia t, en la ecuación anterior está relacionado con la profundidad h, y la carga hidráulica de la película L, y las características físicas del medio filtrante. (Eckenfelder, 1963)

$$t = \frac{C h}{L^n} \quad (2)$$

donde :

t : tiempo de residencia

h : altura del filtro

L : Carga hidráulica

C, n : Constantes de la ecuación

La constante C y el exponente n, variaran con el tipo de medio filtrante y las características hidráulicas. (Eckenfelder, 1963)

Debido a que la DBO removida es proporcional al tiempo de residencia, esto se ha relacionado con la carga hidráulica de la siguiente manera :

$$\frac{S}{S_0} = C L^n \quad (3)$$

El exponente  $n$  se ha determinado para diversos sistemas de filtración biológica. (Eckenfelder, 1963)

El área superficial de la película varía con la profundidad del filtro y en muchos casos con la estación del año. Esto se puede aproximar matemáticamente por :

$$C = 1 / h^n \quad (4)$$

en la cual  $C$  está relacionada con la película activa del medio filtrante por unidad de volumen a través de la profundidad del filtro.

Haciendo substituciones y simplificaciones de las ecuaciones anteriores, se obtuvo una ecuación para describir la remoción total :

$$\frac{S}{S_0} = \frac{100}{1 + \frac{(1-m) C h^n}{L}} \quad (5)$$

la constante  $C$  y el exponente  $(1-m)$  y  $n$  fueron determinados por un análisis de regresión múltiple para diversos datos obtenidos en un filtro. (Eckenfelder, 1963).

Para determinar una fórmula aplicable al diseño de filtros empacados con roca tratando aguas de desecho domésticas se determinaron valores medios de los coeficientes resultando la relación : (Reynolds, 1982)

$$\frac{S}{S_o} = \frac{1}{1 + 5.358 \frac{0.67 h}{0.5 L}} \quad (6)$$

con h, profundidad en metros y L, carga hidráulica en metros cúbicos por día por metro cuadrado.

Si se utiliza un empaque sintético y un agua residual industrial u otro tipo de empaque con un agua específica, se deberán hacer los experimentos indicados en el anexo para obtener las constantes necesarias y seguir el tratamiento matemático descrito en dicho anexo para poder diseñar el filtro percolador que se ajuste a las necesidades específicas.



## 7.2. Aspectos prácticos .

En el diseño de filtros percoladores, se consideran las cargas orgánicas e hidráulicas y el grado de purificación requerida.

Para filtros de baja velocidad que tratan aguas de desecho municipal y operan de 2 a 6 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> día. Velz fundamentó que el valor de la constante de la velocidad, k, puede ser de 0.175 y la fracción removible será 90%. Para filtros de alta velocidad operando a aproximadamente 19 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>día, el valor de k sería 0.1505 y la fracción removible sería de 78.4%. (Reynolds, 1982)

Velz también desarrollo la ecuación para corregir la constante de velocidad para un cambio de temperatura. (Reynolds, 1982) :

$$k_2 = k_{20} ( 1.047 )^{\frac{T - 20}{20}} \quad (7)$$

donde  $k_2$  es la constante de velocidad a T °C y  $k_{20}$  es la constante de velocidad a 20°C.

El valor de la constante experimental, n, de la ecuación (5), depende de las características del flujo a través del empaque y su valor esta usualmente alrededor de 0.5 a 0.67. El área superficial específica de algunos empaques de filtros típicos se muestra en la tabla 7.1.

Tabla 7.1. (Reynolds, 1982)

Material	tamaño		área (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )
	mm	(pulg)	
Roca	57 - 102	2½ - 4	49
Granito molido	25 - 76	1 - 3	95
Surfpac	38	1½	92
Flexirings	38	1½	131
Flexipac	38	1½	230

El empaque intermedio utilizado en filtros percoladores es usualmente grava, piedra picada ó escoria; si se usa piedra picada la piedra deberá ser de naturaleza dura, tal como roca de río o granito. Las piedras blandas tales como, piedra caliza, no podrían ser utilizadas debido a que gradualmente se romperían.

Para empaques ordinarios (roca, hulla, etc.) las características típicas son las siguientes: (Ramalho, 1983)

Diámetro : 38 mm (1½ pulg) a 51 mm (2 pulg)

Area superficial específica : 79 - 102 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>

Porcentaje de espacio disponible : 45 - 55%

Máxima carga hidráulica : 29.3 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>día

Los empaques sintéticos son usualmente utilizados cuando la piedra no está disponible en la localidad. En general el empaque sintético tiene un área específica más grande (que es el área superficial por unidad de volumen empacado), que la que se tiene con el empaque de piedras.

Por otro lado, su porcentaje de vacío es mayor, lo que permite volúmenes totales de reactor menores. El Surfpac es un soporte de PVC hecho en lámina corrugada similar a la rejilla industrial. Este se vacía a granel dentro del filtro. (Ramalho, 1983)

Tabla 7.2. Comparación entre los filtros de baja y alta tasa. (Metcalf y Eddy, 1972)

Factor	Filtro Baja tasa	Filtro Alta tasa
Carga hidráulica $m^3/m^2.día$	1 - 6	9 - 38
Carga orgánica Kg.DBO5 / $m^3.día$	0.11 - 0.36	0.36 - 1.8
Profundidad , m	1 - 3	0.9 - 2.5
Recirculación	ninguna	1:1 a 4:1
Intervalo de dosificación	no más de 5 min intermitente	no más de 15 seg continua
Efluente	totalmente nitrificado	nitrificado a cargas bajas
Operación	simple	media

Las ventajas de los empaques sintéticos son: (Ramalho, 1983)

- Permiten una profundidad de empaque mayor a 12 m
- Permite altas cargas hidráulicas, mayores a 235  $m^3 / m^2$  día
- Tiene una área superficial específica mayor a 230  $m^2/m^3$

- Son menos probables de atascarse con aguas residuales con alta cantidad de sólidos suspendidos
- Debido a su peso ligero, requieren un soporte estructural barato

### 7.3. Algoritmo de cálculo para el diseño de Filtros Percoladores

1.- Establecer valores para las siguientes variables :

Q : Flujo del influente, m<sup>3</sup>/día.  
 So : DBO5 en el influente, mg/l.  
 S : DBO5 en el efluente, mg/l.

2.- Elegir si el equipo va a trabajar con recirculación :

Si no hay recirculación (baja tasa) :

$$S_f = S_o$$

Si hay recirculación :

Elegir el parámetro r que esta entre 1.0 y 4.0  
 Calcular la DBO que entra al filtro :

$$S_f = \frac{S_o + r S}{1 + r}$$

3.- Elegir una profundidad para el filtro, h :

alta tasa : h = 1.0 - 2.5 m

baja tasa : h = 0.5 - 3.0 m

4.- Calcular la carga :

Si se trata de agua residual doméstica ó industrial con cualquier tipo de empaque, ir al paso 6.

Si se trata de agua residual doméstica con empaque de roca (opción 1), se utiliza la siguiente ecuación :

$$\text{Carga} = \left[ \frac{5.358 \quad h^{0.67}}{S_f - 1} \right] \quad (\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ día})$$

5.- Calcular el área transversal del filtro. A :

$$A = \frac{Q (1 + r)}{\text{Carga}} \quad (\text{m}^2)$$

Ir al paso 7.

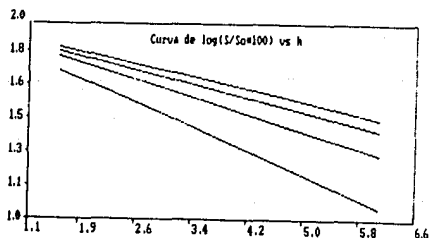
6.- Cuando se trata de aguas residuales industriales ó aguas residuales domésticas con cualquier tipo de empaque se deben obtener los parámetros K y n para poder calcular la carga (opción 2). Si ya se tienen los valores de K y n es la opción 3, y se va al punto 5.7.

Se cuenta con valores del DBO5 del efluente  $Sc,h$ , donde c representa las diferentes cargas hidráulicas elegidas y h las diferentes profundidades. (Ver anexo)

6.1 Calcular :

$$\text{Log} \frac{Sc,h}{So} * 100$$

6.2 Trazar una gráfica de  $(\text{Log } Sc,h/So * 100)$  vs. h (profundidad) y se obtiene una familia de líneas rectas. El valor absoluto de sus pendientes corresponde a  $K/\text{carga}^n$

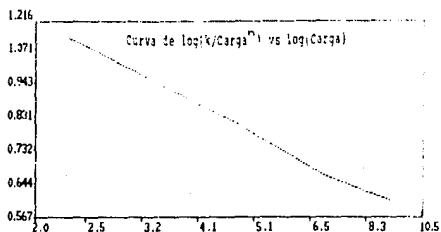


6.3 Después se traza el logaritmo del valor absoluto de las pendientes contra el logaritmo de cada carga, como se muestra, se obtiene una línea recta cuya pendiente es n, ya que :

$$|\text{Pendiente}| = K/\text{carga}^n$$

entonces :

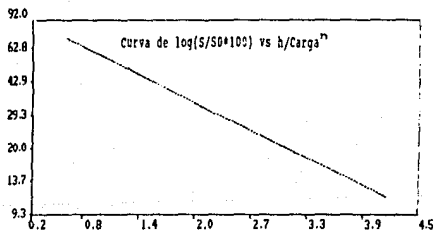
$$\text{Log |Pendiente|} = \text{Log K} - n \text{ Log Carga}$$



6.4 Con el valor de  $n$  se calculan los valores de Carga  $^n$ .

6.5 Calcular el valor de  $h/carga^n$  para cada corrida experimental a cada profundidad.

6.6 Trazar una gráfica de  $(\log S_c, h/So * 100)$  vs  $h/carga^n$



La pendiente de la línea recta obtenida da el valor de  $K$ .

6.7 Calcular la carga de la ecuación :

$$\text{Carga} = \left[ \frac{K \cdot h}{\ln \frac{S}{S_f}} \right]^{1/n} \quad (\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{día})$$

Referencia : Ramalho, 1983

7.- Calcular el área transversal del filtro :

$$A = \frac{Q (1 + r)}{1440 \text{ Carga}} \quad (\text{m}^2)$$

8.- Dimensionar el área transversal :

$$D = \left[ \frac{4 A}{\eta} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (\text{m})$$

9.- Calcular la concentración de sólidos en el efluente, se ha fijado  $Y = 0.3$ ,  $X$  :

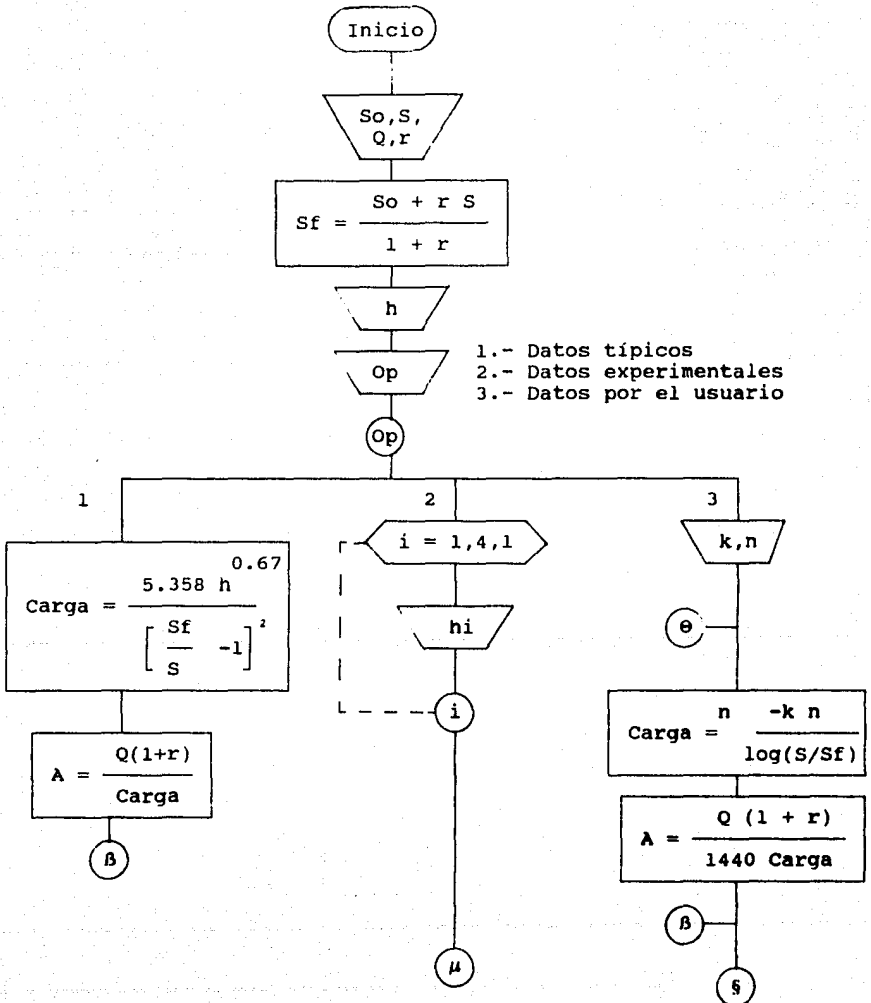
$$X = 0.3 (S_o - S) \quad \text{mg/l}$$

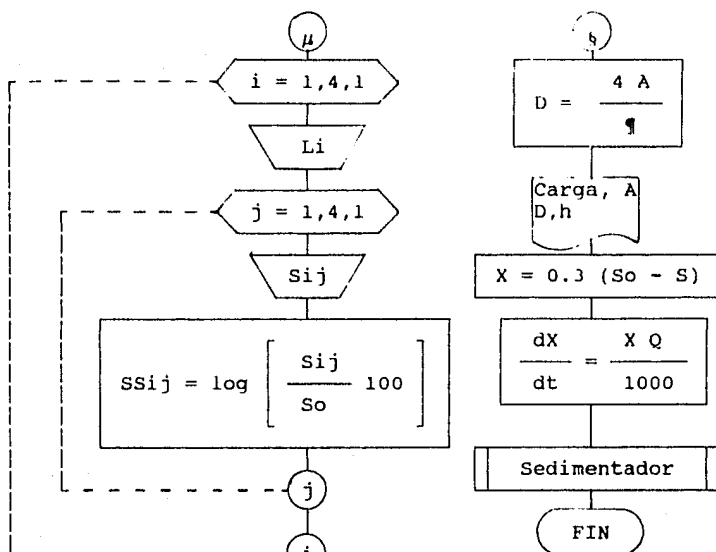
10.- Calcular la producción de lodos por el proceso :

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q X}{1000} \quad \text{Kg/día}$$



7.6. Diagrama de flujo para el Filtro percolador



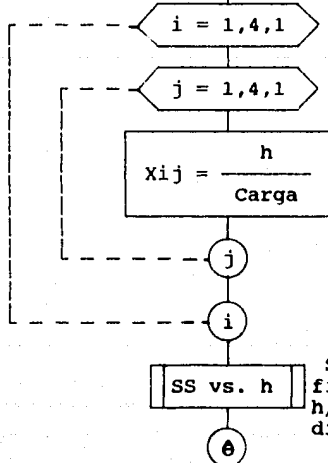


SS vs. h

Subrutina que traza las gráficas de  $\log S_c, h \cdot 100$  vs  $h$  y obtiene las pendientes.

Pendientes

Subrutina que traza la gráfica de  $\log(K/\text{Carga}^n)$  vs.  $-\log \text{Carga}$ , la pendiente es  $n$ .



SS vs. h

Subrutina que obtiene la gráfica de  $\log S/S_o \cdot 100$  vs  $-h/\text{Carga}^n$ , el valor de la pendiente es  $K$ .

## 7.5. Anexo.

En el caso de tener agua residual industrial ó tener un empaque sintético se utilizará la siguiente ecuación : (Reynolds, 1982)

$$\ln (S/S_0) = - K h / L^n$$

por lo que se tendrán que obtener las constantes K y n por el procedimiento descrito en el presente anexo.

Utilizando un filtro a escala laboratorio ó escala piloto, es necesario generar un cieno aclimatado sobre el lecho filtrante, lo cual se puede lograr aplicando lodo activado diluido ó el agua de desecho aclimatada, a través del filtro. Lograr un buen crecimiento de cieno toma de algunos días a varias semanas, dependiendo de la naturaleza del desecho.

1. Elegir cuatro cargas hidráulicas, logradas mediante recirculación, (se debe también cumplir con el rango de carga orgánica, tabla 7.2), ( $m^3/m^2 \cdot día$ ):

- Si el empaque es roca :

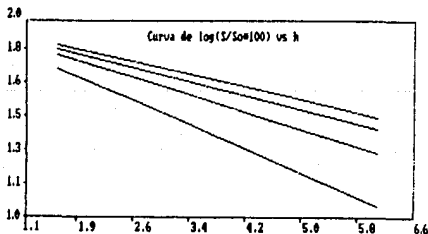
	Baja tasa	Alta tasa
carga	1 - 6	9 - 38

- Si el empaque es sintético (plástico) y para profundidades de filtro mayores de 3 m, (una

superficie específica promedio de 65 a 98 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) se pueden utilizar cargas de 29 a 259.2 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>·día (0.02 - 0.18 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>·min), (Ramalho, 1983).

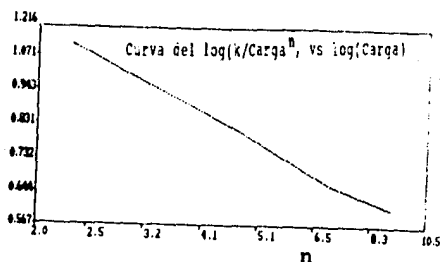
2. Se eligen 4 profundidades para cada carga hidráulica. Se debe probar muestreando a la mínima de las cuatro profundidades, el muestreo debe continuar hasta que se obtengan resultados consistentes; se hace un análisis de DBO o DQO, pH, temperatura del agua de desecho.
3. Trazar una gráfica de Log S/So \* 100 vs. h, (Ramalho, 1983).

(Para cada carga hidráulica a una cierta profundidad se tendrá una determinada S, DBO5 en el efluente en mg/l).



7.3 Curva del log(S/So\*100) vs h

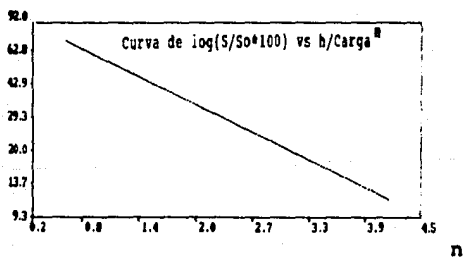
4. El valor absoluto de cada una de las pendientes de la familia de líneas obtenidas en el paso anterior corresponde a  $K/carga^n$ . Con esos valores, trazar el Log |Pendiente =  $K/carga^n$ | vs. Log(Carga), (Ramalho, 1983).



#### 7.4 Curva del $\log(k/Carga^n)$ vs $\log(Carga)$

La pendiente de la línea obtenida, corresponde al valor de "n".

5. Determinar los valores de  $(Carga)^n$ , calcular el valor de  $h/Carga^n$  para cada corrida. Construir una gráfica de  $\log S/So \cdot 100$  vs.  $h/Carga^n$  donde la pendiente corresponderá al valor de "K", (Ramalho, 1983).



#### 7.5 Curva de $\log(S/So \cdot 100)$ vs $h/Carga^n$

## 8. Contactor Biológico Rotatorio

### 8.1 Descripción y fundamentos.

El proceso de contactor biológico rotatorios, también denominado Contactor Biológico Rotatorio, está compuesto de una serie de compartimentos (normalmente hasta cuatro) en los que se encuentran N número de discos espaciados estrechamente y montados sobre una flecha común. La flecha se coloca ligeramente arriba de la superficie del líquido, de modo que aproximadamente el 40% de la superficie de los discos se encuentra sumergida (figura 8.1). La flecha donde están montados los discos gira a una o dos rpm. La superficie de los discos sirve como soporte para el crecimiento biológico, el cual se desarrolla formando una capa de dos a cuatro milímetros de espesor. Esta capa microbiana es la encargada de degradar la materia orgánica contenida en el agua residual por tratar. En este tipo de proceso también se encuentra presente crecimiento biológico suspendido, pero su contribución en la degradación de la materia orgánica se puede despreciar respecto a la degradación realizada por la biomasa unida a los discos; esto se debe a que los tiempos de retención hidráulicos en este tipo de procesos son cortos (1 a 2 horas).

La masa microbiana unida a la superficie de los discos crece continuamente hasta el momento en que, debido a su peso y a esfuerzos cortantes, esta se desprende y sale en el

efluente, del cual se separa en el sedimentador secundario.

Debido al acomodo en serie realizado en este proceso, se pueden lograr buenos resultados en la remoción de materia orgánica y la nitrificación, ya que se pueden desarrollar diferentes tipos de microorganismos, logrando un proceso más completo.

Uno de los primeros procesos de contactor biológico rotatorio disponibles comercialmente fue el BIOSURF (Autotrol). Este consiste de una flecha de acero de 25 ft (7.62 m) de longitud, accionada por un motor de 5Hp, en la cual se montan discos de polietileno, alternando planos y corrugados, de 12ft (3.66 m) de diámetro, que proporcionan un área superficial mayor. (Benefield y Randall, 1980).

El proceso comercial BIOSURF se puede diseñar para obtener un efluente con 10 ppm de DBO5. La composición de DBO5 en el efluente, entre 10 y 20 ppm consiste generalmente de un tercio de DBO5 soluble y dos tercios de DBO5 suspendida.

Las ventajas de este proceso son :

- Los tiempos de retención hidráulicos son cortos, menores a una hora;
- No se requiere recirculación;
- El lodo producido tiene buenas características de sedimentación;
- Ofrece costos de operación bajos.

Una desventaja de este tipo de procesos es que en climas fríos debe cubrirse para proteger y evitar la muerte de los microorganismos (Benefield y Randall, 1980).

## 8.2. Diseño.

Se han propuesto diversos modelos para predecir el comportamiento de este tipo de procesos. Uno de los más conocidos y utilizados es el desarrollado por Kornegay (1975, citado por Benefield y Randall, 1980), y es el que comúnmente se maneja en el diseño de este proceso (Benefield y Randall, 1980).

Como se mencionó anteriormente, la degradación de la materia orgánica efectuada por los microorganismos suspendidos es despreciable, en comparación con la degradación efectuada por los microorganismos unidos a la superficie mojada de los discos.

Suponiendo que el régimen hidráulico del equipo es mezclado completo, el balance de materia para un proceso de contactor biológico rotatorios de una etapa es :

$$(dS/dt) V = Q S_o - Q S - (dS/dt)u V_u \quad (1)$$

donde

$dS/dt$  : Rapidez de remoción de substrato dentro del reactor, masa/volumen tiempo;



- V : Volumen del liquido en el reactor, volumen;
- Q : Flujo volumétrico, volumen/tiempo;
- So : DBO5 en la corriente influente, masa/volumen;
- S : DBO5 en la corriente efluente, masa/volumen;
- $(dS/dt)_u$  : Rapidez de utilización de sustrato por los --  
microorganismos unidos a la superficie de los --  
discos, masa/volumen tiempo;
- $V_u$  : Volumen de crecimiento biológico activo unido  
a la superficie de los discos, volumen.

Asumiendo que (despreciando el término endógeno,  $k_d$ ) :

$$(dX/dt)_u = Y_u (dS/dt)_u \quad (2)$$

donde

- $(dX/dt)_u$  : Crecimiento absoluto de biomasa unida,  
masa/volumen tiempo;
- $Y_u$  : Coeficiente teórico de crecimiento de los  
microorganismos unidos.

La ecuación 2 se puede reorganizar :

$$(dS/dt)_u = (dX/dt)_u / Y_u \quad (3)$$

Si se multiplica el miembro derecho de la ecuación por  
 $X_u/X_u$  se tiene :

$$(dS/dt)_u = (dX/dt)_u * X_u / (X_u Y_u) = \mu_u X_u / Y_u \quad (4)$$

donde

- $X_u$  : Biomasa activa por unidad de volumen de  
crecimiento unido;

$\mu$  : Rapidez específica de crecimiento de la biomasa unida, 1/tiempo.

Substituyendo la ecuación 4 en la ecuación 1 :

$$(dS/dt) V = Q S_0 - Q S - \mu u X_u V_u / Y_u \quad (5)$$

El volumen de masa unida se puede expresar como :

$$V_u = d A \quad (6)$$

donde

d : Espesor de la capa microbiana unida, longitud;

A : Area mojada de los discos de una etapa, área.

Substituyendo la ecuación 6 en la ecuación 5 se tiene :

$$(dS/dt) V = Q (S_0 - S) - \mu u X_u d A / Y_u \quad (7)$$

Si se asume que el crecimiento microbiano sigue la ley de Monod :

$$\mu = (\mu_{max}) u S / (K_s + S) \quad (8)$$

Substituyendo la ecuación 8 en la ecuación 7 se tiene :

$$(dS/dt) V = Q (S_0 - S) - (\mu_{max}) u S A X_u / (Y_u (K_s + S)) \quad (9)$$

Si se establece que :

$$P = (\mu_{max}) u X_u d / Y_u \quad (10)$$

la ecuación 9 tiene la forma :

$$(dS/dt) V = Q (S_0 - S) - P A (S / (K_s + S)) \quad (11)$$

Esta ecuación es para una sola etapa, es decir, se tiene un compartimento con una flecha en la que se encuentran los discos.

Si se tiene un sistema de dos o mas etapas, la ecuación 11 cambia a :

$$(dS/dt) V = Q (S_o - S) - P A \sum_{i=1 \dots N_e} (S_i / (K_s + S_i)) \quad (12)$$

siendo

$S$  : concentración del sustrato en el efluente final del sistema, masa/volumen.

$N_e$  : número de etapas de que consiste el equipo.

$S_i$  : concentración de sustrato en el efluente de cada etapa intermedia, masa/volumen

$S$  resulta igual a  $S(N_e)$ .

Si el sistema se encuentra en estado estable :

$$dS/dt = 0$$

las ecuaciones 11 y 12 quedan :

$$Q (S_o - S) = P A S / (K_s + S) \quad (13)$$

$$Q (S_o - S) = P A \sum_{i=1 \dots N_e} (S_i / (K_s + S_i)) \quad (14)$$

Las ecuaciones 13 y 14 son utilizadas para el diseño del sistema de contactores biológicos rotatorios (Benfield y Randall, 1980).

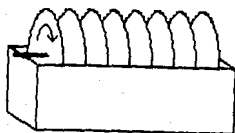


Fig 8.1. Unidad de un contactor biológico rotatorio.

### 8.3. Aspectos prácticos del proceso de Contactador Biológico Rotatorio

El sistema puede ser modular con una a cuatro etapas (módulos).

Existen varios arreglos y materiales para los discos, en función del fabricante. En el BIOSURF los discos están montados en flechas de 25 ft (7.62 m), discos de 12 ft (3.66 m) de diámetro, la flecha gira a 1 o 2 revoluciones por minuto. Cada etapa es manejada por un motor de 5 Hp. (Benefield y Randall).

Aproximadamente el 40 % de la superficie total de los discos está sumergida.

Se forma una capa biológica de 1 a 3 mm de espesor.

La DBO5 del efluente puede llegar a 10 mg/l. La composición de efluentes entre 10 y 20 mg/l de DBO5 consiste, generalmente, de 1/3 de DBO5 soluble y 2/3 de DBO5 insoluble (Benefield y Randall, 1980).

8.4.1. Algoritmo de cálculo para el proceso de biodiscos (contactores biológicos rotatorios).  
Datos experimentales.

1.- Asignar valores a las variables siguientes:

Q : Flujo influente, m<sup>3</sup>/día  
 So : DBO5 en el influente, mg/l  
 S : DBO5 en el efluente, mg/l  
 NE : Número de etapas en el sistema (1 - 4)  
 Ks : Parámetro experimental de diseño.  
 P : Parámetro experimental de diseño.

2.- Establecer el número de etapas del proceso :

2.1.- Si se tiene una etapa, se calcula el área requerida con la siguiente ecuación :

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

Con esta área se tiene el dato para proporcionarlo a proveedores los cuáles establecen el número de discos a utilizar.

Ir al paso 3.

2.1.- Si se desean de dos a cuatro etapas :

2.1.1. Se supone una área total del proceso, A :

$$A = 14.3 Q$$

siendo 14.3 un parámetro inicial para el cálculo del área, m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>

2.1.2. Se calcula la concentración del sustrato para cada influente de las etapas desde 2 hasta la etapa NE, con la ecuación :

$$S(i-1) = \frac{P A S(i)}{Q (K_s + S(i))} + S(i)$$

2.1.3. Se calcula el área con la ecuación :

$$A = \frac{Q (S_0 - S_1)(K_s + S_1)}{P S_1}$$

Siendo  $S_1$  el efluente de la primera etapa del sistema de tanques, mg/l.

2.1.4. Se comparan los dos valores de las áreas, el supuesto en el paso 2.1.1. y el calculado en el paso 2.1.3. Si las áreas son iguales, se ha obtenido el área necesaria para tratar el agua residual, pero, si las áreas son diferentes se debe obtener tal parametro por un método de prueba y error :

2.1.4.1. Suponer un área nueva igual al promedio entre los valores anteriores (el calculado y el supuesto), regresar al proceso desde el paso 2.1.2.

Las dimensiones de los tanques están predeterminadas, los fabricantes ofrecen flechas de 7.62 m con discos de 3.66 m de diámetro, (BIOSURF).

3.- Calcular la concentración de sólidos en el efluente de los tanques, fijando  $Y = 0.4$ ,  $X$  :

$$X = 0.4 ( S_0 - S ) \quad \text{mg/l}$$

4.- Calcular la producción de lodos por el proceso :

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q X}{1000} \quad \text{Kg/día}$$

#### 8.4.2. Algoritmo de cálculo para el proceso de Contactores Biológicos Rotatorios (Biodisco) con datos típicos.

1.- Establecer las variables siguientes :

Q : el flujo volumétrico, m<sup>3</sup>/día.

So : DBO5 en el influente, mg/l.

S : DBO5 en el efluente, mg/l.

2.- Considerando que se utiliza una unidad de 100,000 ft<sup>3</sup> por cada 7 l/s (604.8 m<sup>3</sup>/día), se calcula el número de unidades, N :

$$N = \frac{Q}{604.8}$$

Las dimensiones de los tanques están predeterminadas, los fabricantes ofrecen flechas de 7.62m con discos de 3.66 m de diámetro( Proceso BIOSURF).

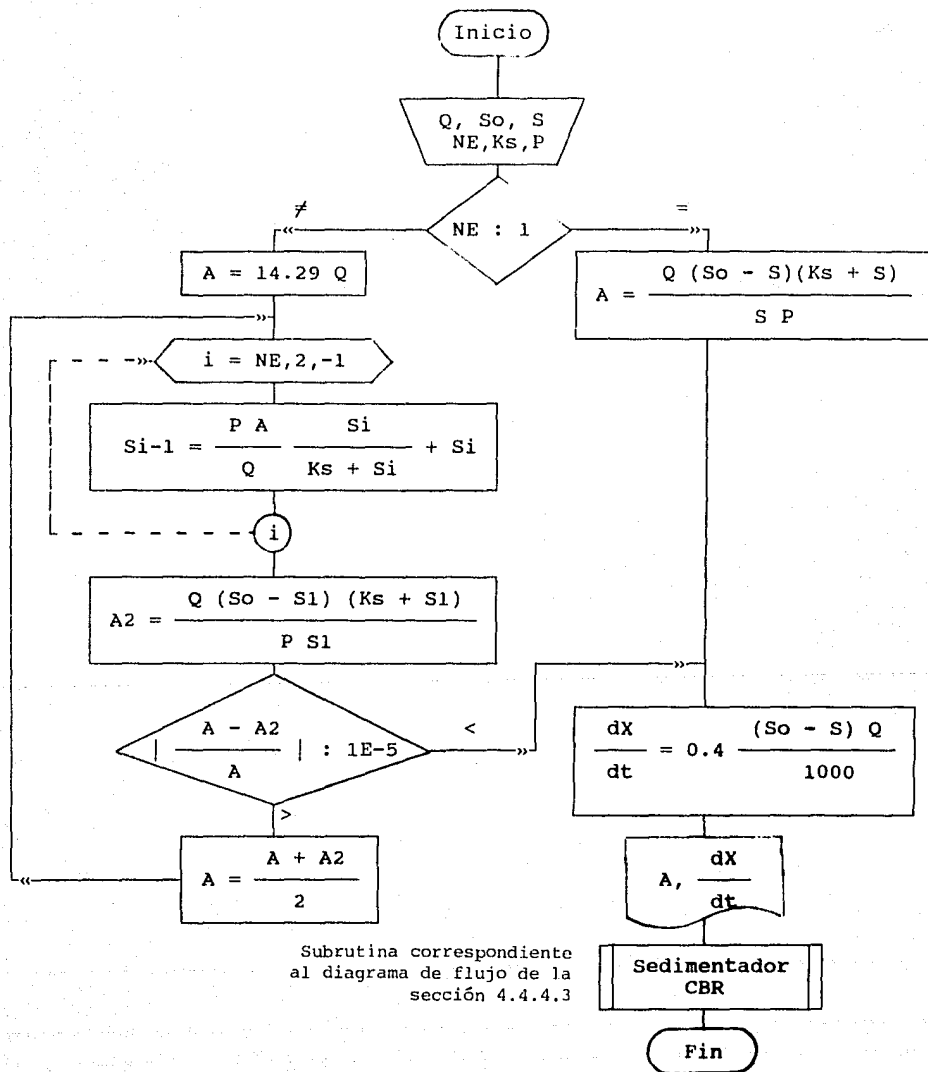
4.- Calcular la concentración de sólidos en el efluente del tanque de los discos, fijando Y igual a 0.4, X :

$$X = 0.4 ( S_o - S ) \quad \text{mg/l}$$

5.- Calcular la producción de lodos por el proceso :

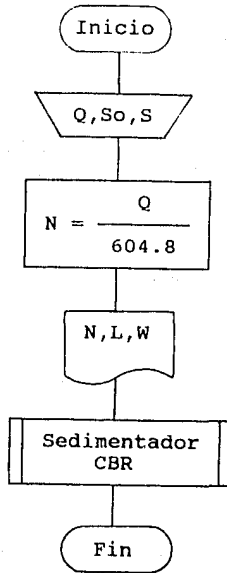
$$\frac{dx}{dt} = \frac{Q X}{1000} \quad \text{Kg/día}$$

8.5.1. Diagrama de flujo del proceso de  
Contactores Biológicos Rotatorios  
(Datos experimentales)





8.5.2. Diagrama de flujo del proceso de Contactores Biológicos Rotatorios con datos típicos.



La subrutina denominada Sedimentador CBR se encuentra en el capítulo de sedimentación, es el diagrama de flujo del sedimentador secundario con datos típicos de la sección 4.4.4.3

### 8.6. Anexo para el proceso de contactores biológicos rotatorios.

Para aguas residuales domésticas se utiliza un dato típico de carga (604.8 m<sup>3</sup>/día·módulo), no se requieren los parámetros experimentales, pero si se quiere realizar la experimentación (necesaria para aguas residuales industriales), se proponen los siguientes pasos :

A partir de la ecuación :

$$Q (S_o - S) = \frac{P A S}{(K_s + S)} \quad (1)$$

se puede observar que los parámetros a determinar son K<sub>s</sub> y P. Para su determinación, se puede reorganizar la ecuación (1) :

$$\frac{A}{Q (S_o - S)} = \frac{1}{P} + \frac{K_s}{P} \frac{1}{S} \quad (2)$$

1.- Se eligen diferentes valores de materia orgánica en el influente (S<sub>o</sub>). El número de valores se elige arbitrariamente (mayor o igual a 3), y un flujo influente (Q).

2.- Cada una de las muestras de materia orgánica se opera en un sistema de contactor biológico rotatorio, de área superficial conocida, hasta que se establezca su operación.

3.- Se registra la calidad en materia orgánica del efluente (S).

4.- Teniendo los valores de S y S<sub>o</sub>, se obtienen los valores de :

$$\frac{A}{Q (S_o - S)} \quad Y \quad \frac{1}{S}$$

5.- Trazando los valores de :

$$\frac{A}{Q (S_o - S)} \quad \text{vs} \quad \frac{1}{S}$$

por comparación con la ecuación (2), se puede observar que asemeja una línea recta con ordenada al origen  $1/P$  y con pendiente  $K_s/P$ .

6.- Con los valores de ordenada al origen y pendiente se obtienen los parámetros  $K_s$  y  $P$  :

$$\text{ordenada} = \frac{1}{P} \quad \dots \quad P = \frac{1}{\text{ordenada}}$$

$$\text{pendiente} = \frac{K_s}{P} \quad \dots \quad K_s = \text{pendiente} \cdot P$$

## 9. Lagunas de Estabilización

### 9.1. Descripción y fundamentos

Las lagunas de estabilización son estanques en tierra, mampostería o concreto, las cuales se utilizan para el tratamiento de aguas residuales. Su funcionamiento depende de los procesos físicos, químicos y biológicos que se presentan en las lagunas naturales.

Los problemas que pueden presentarse en este tipo de instalaciones son :

- \* mala calidad del efluente,
- \* mal olor,
- \* pérdidas de agua debido a la evaporación, y
- \* gran requerimiento de área.

Las ventajas que ofrecen son :

- \* las variaciones fuertes tanto en la carga orgánica como en la carga hidráulica no reflejan cambios grandes en la calidad del efluente,
- \* requieren un control mínimo,
- \* tienen generalmente bajos costos de capital así como de operación y mantenimiento.

Las lagunas facultativas son lagunas de profundidad media; cuentan con una zona aerobia superior, una zona

anaerobia inferior (en la cual se depositan los lodos) y una zona intermedia donde se encuentran bacterias facultativas. Los sólidos entran en la zona anaerobia en donde se fermentan e hidrolizan; la materia orgánica soluble y el amoníaco entran en la zona aerobia en donde son oxidados.

Las lagunas de estabilización ofrecen varias configuraciones, las cuales se pueden observar en la figura 9.1. Las configuraciones más eficientes son : B,D y E. La primera laguna es utilizada para retener los sólidos más fácilmente sedimentables, las posteriores son para reducir la DBO5 y los SS a menos de 30 mg/l, (EPA, 1977).

Aún cuando se han diseñado diversos métodos empíricos para el diseño de las lagunas facultativas, las predicciones de las características del efluente no son muy acertadas y difieren del valor real obtenido.

La carga de DBO se reduce de un 20 a 30% en la unidad inicial debido al asentamiento de los sólidos en las primeras horas, restableciéndose en cierta medida debido a la demanda de oxígeno de los gases ascendentes de la zona anaerobia (principalmente metano, amoníaco y ácido sulfhídrico),(EPA, 1977).

Debido a que en la unidad inicial se sedimentan los lodos entrantes, se debe proporcionar un cierto volumen para su almacenamiento; la profundidad de tal volumen no debe ser mayor a 1.8 m.

Las primeras reacciones biológicas en una laguna facultativa son para la síntesis bacteriana de nuevas células (simbióticamente con la síntesis de las algas), seguida de la respiración endógena de bacterias y algas. Las bacterias utilizan como substrato los compuestos orgánicos reducidos en tanto las algas utilizan compuestos inorgánicos para la síntesis de nuevas células. Las bacterias y algas microscópicas son consumidas por crustáceos, rotíferos y protozoarios microscópicos.

El mezclado en la zona aerobia y anaerobia de la primera celda tiende a mantener un balance en la población estabilizando más rápida y eficientemente la materia orgánica de desecho. La DBO del influente puede ser sintetizada en nuevas células en un periodo de 1 a 3 días en el verano y de 8 a 10 días en el invierno, si el mezclado de la capa superior de la laguna y el oxígeno para el metabolismo son adecuados. La respiración endógena ocurre muy lentamente lo cual retrasa la relativamente completa estabilización de la materia orgánica tomando hasta 10 días si la temperatura es mayor a 20 °C.(EPA, 1977)

Como se mencionó anteriormente, la mayor parte de los sólidos sedimentables se remueven en la celda primaria. Para obtener la capacidad de almacenaje de lodos de 5 a 10 años, se puede asumir que el lodo compacta hasta 6 % de sólidos secos. Los requerimientos para almacenaje de lodos establecen el área mínima en la primera celda y, en consecuencia, el

tiempo mínimo de retención hidráulico.

La fuente de oxígeno en la primera celda es la fotosíntesis de las algas y la pequeña cantidad de oxígeno disuelto presente en el influente. Para propósitos de diseño, la carga de DBO5 sobre la primera celda esta restringida por la producción de oxígeno por las algas.

El efluente de la primera celda debe pasar a través de por lo menos dos celdas más en serie, con relaciones largo-ancho tan grandes como sea posible, estableciendo un ancho no menor de dos veces el tirante máximo de operación.

El tiempo de retención necesario para las lagunas en serie puede estimarse con la siguiente ecuación, (EPA, 1977):

$$t = \frac{\ln(S_0/S)}{k} \quad k : \text{constante de degradación.}$$

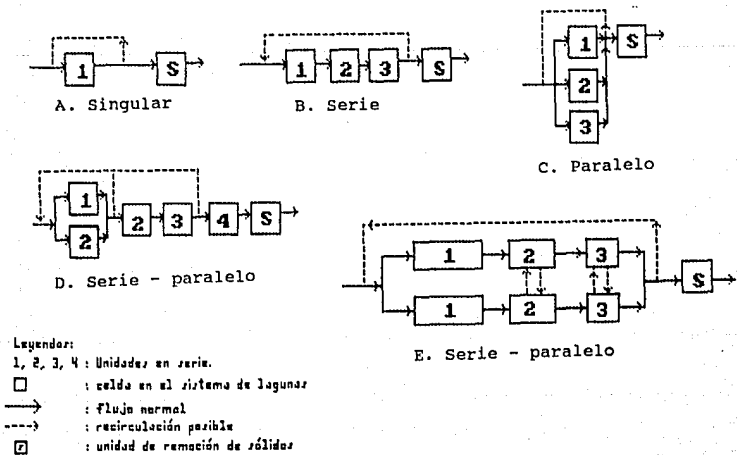


Fig. 9.1 Sistemas de configuración (EPA, 1977)

9.2. Algoritmo de cálculo de  
Lagunas de Estabilización.

1.- Establecer los valores para las siguientes variables :

So : DBO5 del influente, mg/l.  
 SSo : SSV en el influente, mg/l.  
 Q : Gasto influente, m<sup>3</sup>/día.  
 S : DBO5 del efluente, mg/l.  
 SS : SSV en el efluente, mg/l.  
 L : Latitud, °.  
 k : Constante de reacción, 1/día.  
 θc : Tiempo de retención medio de las células, días.  
 T : Temperatura mínima de invierno, °C.  
 §s : Remoción de materia orgánica debido a la radiación solar, Kg DBO5/m<sup>2</sup>día

2.- Calcular el volumen de almacenamiento de lodos (se considera un tiempo de almacenaje de lodos de 5 años), V1:

$$V1 = 0.03083 \text{ SSo } Q \quad \text{m}^3$$

siendo 0.03083 un factor de conversión.

3.- Establecer la altura de la zona de lodos, hl.

$$hl : 1.0 - 1.5 \text{ m}$$

4.- Calcular el área requerida en la zona de lodos, Al :

$$Al = \frac{V1}{hl} \quad \text{m}^2$$

5.- Corregir el valor de la constante de rapidez de reacción kc :

$$kc = \frac{k}{(20 - T)^\theta} \quad \text{1/día}$$

siendo

T : la temperatura en °C  
 θ : una constante para corrección por temperatura, 0.08



6.- Calcular el tiempo de retención hidráulico (se considera que el volumen de la zona del líquido es 1.5 veces el volumen de almacenaje de lodos), t :

$$t = \frac{1.5 V_l}{Q} \quad \text{día}$$

Suponiendo una fracción soluble y coloidal de 0.8

7.- Calcular la DBO5 soluble a la salida de la laguna, suponiendo regimen de flujo pistón, Smin :

$$S_{min} = \frac{0.8 S_o}{(k_c t)^e} \quad \text{mg/l}$$

8.- Calcular la remoción máxima alcanzada, Rmax :

$$R_{max} = \frac{(0.8 S_o - S_{min}) Q}{1000} \quad \text{Kg/día}$$

9.- Calcular la DBO5 soluble a la salida de la laguna, suponiendo regimen de flujo de mezclado completo, Smax :

$$S_{max} = \frac{0.8 S_o}{1 + k_c t} \quad \text{mg/l}$$

10.- Calcular la remoción mínima alcanzada, Rmin :

$$R_{min} = \frac{(0.8 S_o - S_{max}) Q}{1000} \quad \text{Kg/día}$$

11.- Calcular la remoción alcanzada en la laguna, considerando que el regimen de flujo de la laguna se encuentra entre pistón y mezclado completo, Rmedia :

$$R_{media} = \frac{R_{max} + R_{min}}{2} \quad \text{Kg/día}$$

12.- Calcular el área superficial de la laguna facultativa, A:

$$A = \frac{R \text{ media}}{\xi s} \text{ m}^2$$

13.- Calcular la DBO5 a la salida de la laguna facultativa, Se :

$$Se = \frac{S_{max} + S_{min}}{2} \text{ mg/l}$$

14.- Calcular el tiempo de retención en las lagunas de maduración, t :

$$t = \frac{\ln \frac{S_0}{S}}{kc} \text{ día}$$

15.- Establecer la altura de las lagunas de maduración, h :

$$h : 1 \text{ a } 1.5 \text{ m}$$

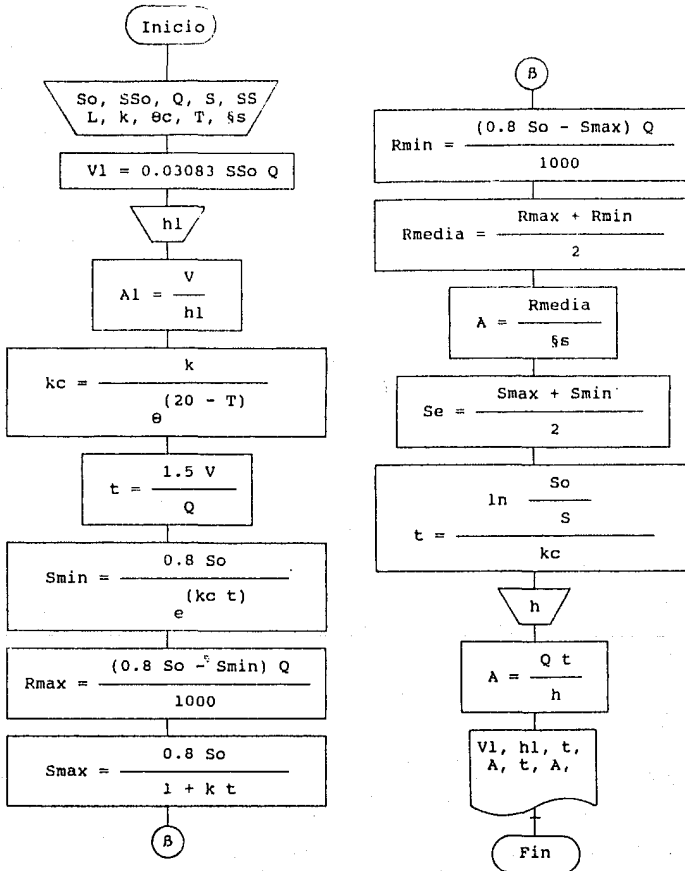
16.- Calcular el área superficial requerida en la serie de lagunas de maduración, A :

$$A = \frac{Q t}{h} \text{ m}^2$$

17.- Dividir el área requerida en las lagunas de maduración en tres lagunas iguales en serie, Am :

$$Am = \frac{A}{3} \text{ m}^2$$

### 9.3 Diagrama de flujo de Lagunas de Estabilización



# LAGUNAS DE ESTABILIZACION

REMOCION SOLAR (Kg DBO5/m<sup>2</sup>dia)

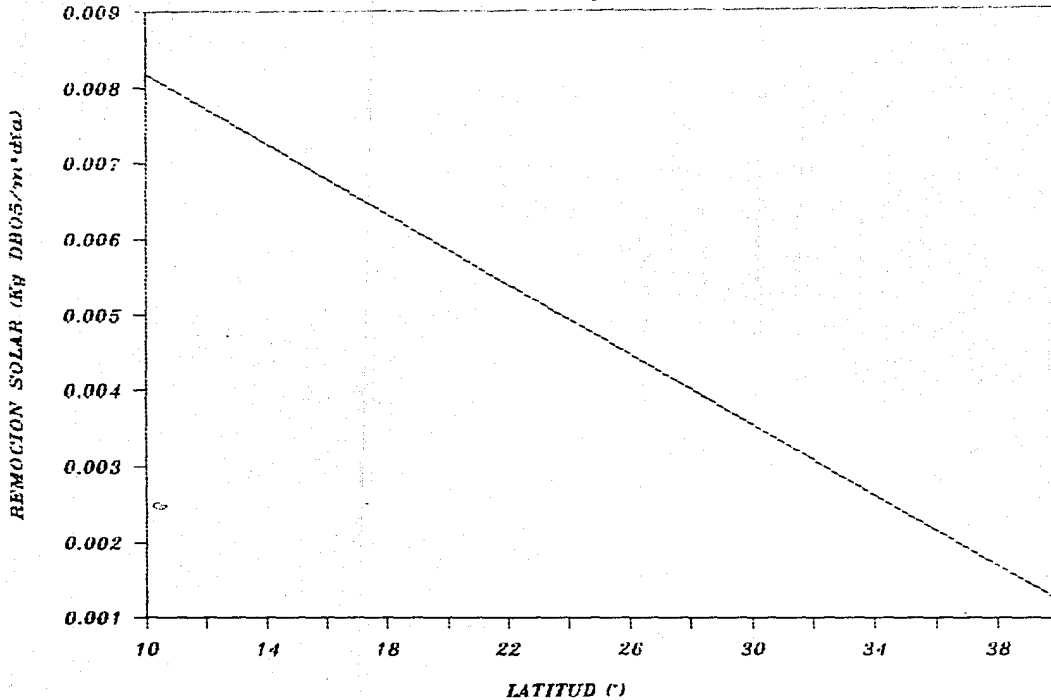


Fig. 9.2 Remoción de DBO5 por medio de la radiación solar como una función de la latitud (EPA, 1977)

## 10. REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS, (UASB)

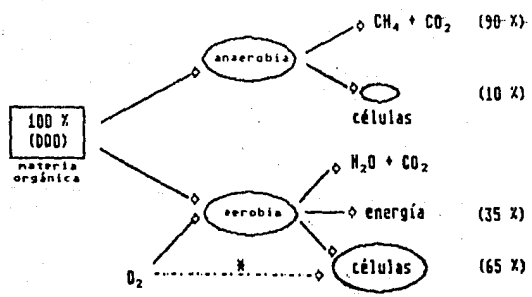
### 10.1. Introducción

En los procesos biológicos, la materia orgánica contaminante es utilizada como alimento por los microorganismos presentes en tanques o reactores. De esta forma pueden obtener la energía necesaria para reproducirse y llevar a cabo sus funciones vitales. Con esto, los compuestos contaminantes son transformados en nuevas células y otros productos que pueden ser más fácilmente separados del agua.

Dependiendo de la forma en que los microorganismos utilizan el oxígeno surge la división entre los procesos biológicos existentes para el tratamiento de aguas residuales. Es así que se tienen los procesos biológicos aerobios (requieren de oxígeno) y los anaerobios (requieren la ausencia de oxígeno). Esto se traduce en sistemas muy diferentes entre sí, tanto en su microbiología como en sus aplicaciones, su ingeniería y su control.

Dado que los microorganismos son los responsables de llevar a cabo un proceso biológico, sus características metabólicas determinarán el tipo de aplicación, las ventajas y desventajas del proceso en cuestión. Las principales características, desde el punto de vista energético, se muestran en la Fig. 10.1. La energía contenida en la materia orgánica

contaminante utilizada por los microorganismos, medida como demanda química de oxígeno (DQO) o como demanda bioquímica de oxígeno (DBO), es transformada en diversos productos, dependiendo del metabolismo aerobio o anaerobio de la célula. Es así que una bacteria anaerobia utilizará el 10% de la energía contenida en su alimento o sustrato para funciones de reproducción, dando origen a nuevas células; el 90% restante lo dirigirá al gas metano. Por su parte, la bacteria aerobia empleará en presencia de oxígeno, un 60% de la energía del sustrato en la síntesis de nuevas células, mientras la fracción restante es utilizada para llevar a cabo esa y otras funciones metabólicas y disipada en forma de calor.



\* en caso de contar con digestión aerobia de lodos de purga

Fig. 10.1 Esquema del flujo de energía en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales. (Noyola, 1989)

Las implicaciones ingenieriles son muy importantes. Por un lado, la vía anaerobia produce pocos lodos (células), mientras que la aerobia genera una cantidad aproximadamente cinco a diez veces mayor, con los consecuentes problemas de tratamiento y disposición de lodos de purga. Por otro lado, la energía contenida en el metano puede ser utilizada como energía calorífica directamente, o transformada a mecánica o eléctrica según las necesidades existentes en el sitio. Otro punto es que el proceso aerobio requiere el suministro de oxígeno, lo que representa un costo energético importante. En cuanto a los lodos producidos en el proceso anaerobio, además de producirse en menor cantidad, éstos ya están lo suficientemente estabilizados como para poder ser evacuados directamente, sin un tratamiento previo. Por lo tanto, se puede considerar la vía anaerobia como altamente eficiente en la conservación de energía.

#### 10.2. Descripción y fundamento.

El reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB por sus siglas en inglés : Upflow Anaerobic Sludge Blanket) es un nuevo proceso de tratamiento de aguas residuales, el cual por sus atractivas características, comienza a ser aplicado en varios países. El concepto UASB fue desarrollado por Lettinga y se basa en un reactor de flujo ascendente, en el cual ejerce una cierta selectividad sobre los microorganismos, favoreciendo así la formación de una cama o lecho de lodos en la base del reactor.

El lecho de lodos se forma en la parte baja del tanque, en donde entra en contacto con el agua residual, llevando a cabo la degradación de la materia orgánica a metano y CO<sub>2</sub> principalmente. Los puntos importantes que hay que cuidar en el diseño de un reactor de este tipo son la adecuada repartición del influente en la base del reactor y el establecimiento de una zona de sedimentación, libre de la turbulencia causada por las burbujas de biogás, en la parte alta del tanque. A esto hay que añadir el requerimiento de lodos de inóculo de buenas características, tanto en cuanto a su actividad metabólica y su velocidad de sedimentación, como en su cantidad. La Fig. 10.2. presenta en forma esquemática un reactor de lecho de lodos UASB.

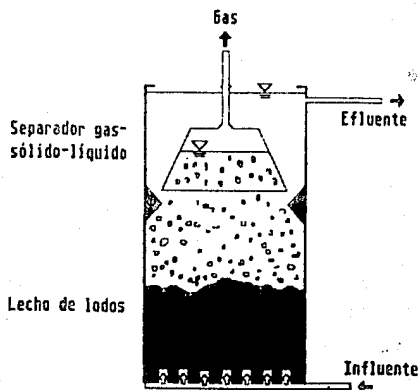


Fig. 10.2 Reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB) (Noyola 1989)



La gran ventaja del reactor de lecho de lodos, sobre otros procesos anaerobios, es que no requiere ningún material de soporte para retener los microorganismos. Con esto, los costos del reactor se reducen considerablemente. Sin embargo, para que opere en forma adecuada se requiere de sistemas de alimentación y de captación de agua y gas relativamente complicados en su instalación.

La particularidad del reactor anaerobio es la de retener los microorganismos responsables de realizar la digestión anaerobia, lo que desliga el tiempo de retención hidráulica (THR) del tiempo de retención celular (TRC). Con esto es posible operar el sistema con reducidos TRH y con volúmenes de reactor limitados, conservando buenas eficiencias en la remoción de materia orgánica. Por otra parte, se obtiene además una mayor estabilidad en su operación, un cierto grado de resistencia a productos tóxicos, a variaciones a la entrada, así como a periodos sin alimentación.

Los argumentos anteriores, aunados a los ya conocidos y que hacen de la digestión anaerobia un proceso atractivo (baja producción de lodos, producción de metano, sin requerimientos de aireación), permiten lograr buenos resultados en el tratamiento de desechos líquidos.

El reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB) al tener un flujo de alimentación ascendente permite una selección de

microorganismos, y favorece la formación de un lodo con buenas propiedades de floculación y sedimentación. Esto da como resultado una cama de lodos en la parte inferior del reactor; a este fenómeno se le conoce como granulación y el grano o "pellet" formado tiene un diámetro de 1 a 5 mm. En el reactor UASB se procura eliminar las necesidades de agitación mecánica y la formación de zonas muertas y cortos circuitos hidráulicos mediante una adecuada repartición de las entradas de agua en la base del reactor. Por otro lado, posee en la parte superior un colector de gas que asegura una buena separación líquido-gas-sólido.

El aspecto fundamental del proceso UASB lo constituyen los lodos granulares, indispensables para un correcto funcionamiento. Al arrancar un reactor UASB, lo ideal es inocularlo con un volumen suficiente de este tipo de material. Sin embargo, esto sólo es posible cuando hay reactores UASB en operación que ya han acumulado suficientes lodos. Si no se cuenta con ello, el arranque deberá efectuarse con algún otro inóculo disponible. En el caso del agua residual doméstica, un arranque sin inóculo es también posible, dada la capacidad de ese tipo de agua residual para desarrollarlo, pero el tiempo para alcanzar los niveles de operación deseados sería de alrededor de 6 meses.

Con un reactor anaerobio tipo UASB alimentado con agua residual doméstica típica se pueden lograr eficiencias de remoción en DQO del orden de 70-80%. En algunos casos, y

dependiendo de su disposición final, el contenido de materia orgánica aún presente en el agua tratada puede considerarse como inadecuado. Tal es el caso de evacuación a cuerpos de agua superficial sensibles, como arroyos y lagunas. Sin embargo, los bajos costos del tratamiento anaerobio permiten incorporar un postratamiento aerobio, ya de dimensiones mucho más reducidas, que realizaría el pulimento, conservando la ventaja económica sobre un proceso totalmente aerobio.

Para el caso de reuso del agua tratada en riego agrícola, la particularidad de los procesos anaerobios de no remover nutrientes del agua residual los hace atractivos, ya que el nitrógeno y fósforo son aplicados directamente en los campos de cultivo. Por otro lado, el tipo de producto agrícola determinará las necesidades y grado de desinfección apropiados para asegurar un reuso adecuado del agua tratada.

### 10.3. Diseño y aspectos prácticos.

Un punto importante en el diseño es la distribución de las entradas del agua residual, ya que una mala repartición puede provocar que ciertas zonas de la cama de lodos no sean alimentadas, desperdiciando así su actividad. Se debe instalar una entrada de agua residual (boquilla) por cada 2 a 6 m<sup>2</sup> de base de reactor.

El agua tratada es evacuada por la parte superior del reactor por medio de canaletas provistas de vertederos

triangulares, las cuales descargan en una canaleta común<sup>176</sup> que conduce el agua fuera del reactor.

La recolección del biogás formado se realiza por medio de colectores dispuestos en la parte alta del reactor. Estos a su vez aseguran el establecimiento de una zona de decantación adecuada, libre de la turbulencia provocada por las burbujas de gas. El biogás es evacuado por una tubería hacia su disposición final, que en su forma más simple es la combustión en la atmósfera.

La evacuación de los lodos se realiza cuando la totalidad de la zona de lodos ha sido ocupada. El objetivo es impedir su salida en el agua tratada, hecho que degradaría su calidad. La frecuencia de purga está en función de la cantidad de materia presente en el agua de alimentación, tanto biodegradable como no biodegradable, y de la eficiencia del reactor. En general, el volumen purgado se sitúa entre 10 y 20% del volumen de la zona de lodos. Este material de purga puede ser utilizado como inóculo de nuevos reactores anaerobios, o bien como mejorador de suelos. La estabilidad de este desecho permite secarlo directamente en lechos de arena, sin problema de olores.

10.4.1 Algoritmo de cálculo para el  
Reactor Anaerobio de Lecho de Lodos (UASB)  
(Datos experimentales).

1.- Establecer los siguientes parámetros :

Q : flujo de influente, m<sup>3</sup>/día.  
trh : tiempo de retención hidráulica, h.  
So : demanda bioquímica de oxígeno en el influente, ppm.  
DQO<sub>i</sub> : demanda química de oxígeno en el influente, ppm.  
SST<sub>o</sub> : sólidos suspendidos totales en el influente, ppm.  
H<sub>1</sub> : altura útil del reactor, m.  
IVL : Índice volumétrico de lodos, ml/g.  
S : demanda bioquímica de oxígeno en el efluente, ppm.  
DQO<sub>e</sub> : demanda química de oxígeno en el efluente, ppm.  
SST : sólidos suspendidos totales en el efluente, ppm.

2.- Calcular el volumen del reactor, V<sub>t</sub> :

$$V_t = trh \cdot Q \quad (m^3)$$

Si el volumen total es mayor de 600 m<sup>3</sup> se recomienda siempre un diseño modular, módulos de 300 a 600 m<sup>3</sup>.

2.1.- Establezca :

No. módulos : número de módulos a utilizar.

2.2.- Recalcular el flujo de entrada :

$$Q = Q / \text{No. módulos} \quad (m^3/día)$$

2.3.- Recalcular el Volumen total por módulo :

$$V_T = V_t / \text{No. módulos} \quad (m^3)$$

3.- Calcular el área del reactor, A<sub>t</sub> :

$$A_t = \frac{V_t}{H_1} \quad (m^2)$$

con dimensiones  $l = A^{\frac{1}{2}}$ .

Las dos terceras partes del volumen corresponderán a la zona de lodos y sedimentación y una tercera parte será para la zona de decantación.

Zona del lecho.

4.- Calcular el volumen de la zona de lodos, Vlodos :

$$V_{\text{lodos}} = \frac{2Vt}{3} \quad (\text{m}^3)$$

5.- Calcular la altura de la zona de lodos, Hl :

$$H_{\text{lodos}} = \frac{V_{\text{lodos}}}{l^2} \quad (\text{m})$$

6.- Calcular el número de entradas de agua : (Se colocará una entrada de agua cada 2.25 m<sup>2</sup>)

$$\text{No. de entradas} = \frac{A_{\text{lodos}}}{2.25}$$

redondeando a número par.

7.- Calcular la velocidad ascensional en la zona de lodos, val :

$$val = \frac{Q}{A_{\text{lodos}}} \quad (\text{m/h})$$

8.- Calcular el tiempo de retención hidráulico en la zona de lodos, trhlodos :

$$tr_{\text{hlodos}} = \frac{V_{\text{lodos}}}{Q} \quad (\text{h})$$

Zona de decantación.

9.- Calcular el volumen de la zona de decantación, Vdec. :

$$V_{\text{dec}} = \frac{Vt}{3} = Vt - V_{\text{lodos}} \quad (\text{m}^3)$$

- 10.- Calcular la altura de la zona de decantación :

$$H_{dec} = \frac{V_{dec}}{l^2} \quad (m)$$

- 11.- Calcular el área de la zona de decantación,  $A_{dec}$  :

$$A_{dec} = \frac{V_{dec}}{H_{dec}} \quad (m^2)$$

Dado que las canaletas y las campanas recolectoras ocupan área a nivel de superficie del líquido, el área disponible en la zona de decantación se reduce en un 20% del área calculada, y esto afecta la velocidad ascensional en la zona de decantación :

- 12.- Calcular la velocidad ascensional de la zona de decantación,  $v_{ad}$  : (que debe ser menor de 0.8 m/s)

$$v_{ad} = \frac{Q}{A_{dec} - (0.2 A_{dec})} \quad (m/s)$$

Si la velocidad ascensional de la zona de decantación,  $v_{ad}$ , es mayor de 0.8 se tendrá que disminuir la altura útil del reactor,  $H_1$ , ó se podrá seguir el algoritmo de calculo para datos típicos.

- 13.- Calcular la altura total del elemento,  $H_t$  :

$$H_t = H_1 + \text{Bordo libre.} \quad (m)$$

- 14.- Calcular las eficiencias de remoción esperadas con las condiciones de entrada y salida :

$$E \text{ (DBO5)} = 100 - \frac{S * 100}{S_o}$$

$$E \text{ (DQO)} = 100 - \frac{DQO_e * 100}{DQO_i}$$

$$E (SST) = 100 - \frac{SSTe * 100}{SSTi}$$

Producción de biogás.

15.- Establecer la producción y composición del biogás a la salida :

Pqi : Producción de biogás, m<sup>3</sup>/Kg DQO removido

%CH<sub>4</sub> : Porcentaje de metano a la salida.

%N<sub>2</sub> : Porcentaje de nitrógeno a la salida.

%CO<sub>2</sub> : Porcentaje de bióxido de carbono a la salida.

16.- Calcular la producción diaria de biogás, Pq (m<sup>3</sup>/día) :

$$Pq = (DQOi \text{ Kg DQO/m}^3) (E \text{ DQO}) (Q \text{ m}^3/\text{día}) (Pqi \text{ m}^3/\text{Kg DQOremv.})$$

$$PCH_4 = Pq (E \text{ CH}_4) \quad (\text{m}^3/\text{día})$$

$$PN_2 = Pq (E \text{ N}_2) \quad (\text{m}^3/\text{día})$$

$$PCO_2 = Pq (E \text{ CO}_2) \quad (\text{m}^3/\text{día})$$

17.- Calcular la capacidad de calentamiento de metano, Qmetano :

$$Q_{\text{metano}} = (8544.6 \text{ Cal/m}^3) PCH_4 \quad (\text{Cal/día})$$

Producción de lodos.

18.- Calcular la producción de lodos, PL (Kg SST/día) :

18.1.- Establecer la producción de lodos, PLi (Kg SST/Dg DQO)

18.2.- Calcular la producción de lodos, PL :

$$PL = (DQOi \text{ Kg DQO/m}^3) (Q \text{ m}^3/\text{día}) (PLi \text{ Kg SST/Kg DQO})$$



19.- Calcular el volumen que ocupa la masa de sólidos, VSP <sup>181</sup> :

$$VSP = PL \text{ IVL} \quad (1/\text{día})$$

Balance de masa.

El balance de masa se efectua sobre la DQO, puesto que representa la materia orgánica, cuya remoción es el principal objetivo del tratamiento.

20.- Realizar el balance de masa :

$$\text{Base : } Q \quad (\text{m}^3/\text{día})$$

$$DQO_i = DQO_e + DQO(\text{CH}_4) + DQO(\text{SSTpurga}) + \text{Pérdidas}$$

$$DQO_i = DQO_i * Q = \text{Kg DQO/día}$$

$$DQO_e = DQO_e * Q = \text{Kg DQO/día}$$

$$DQO(\text{CH}_4) = PCH_4 * (2.86 \text{ Kg DQO/m}^3 \text{ CH}_4) = \text{Kg DQO/día}$$

$$DQO(\text{SSTp}) = PL (0.75 \text{ Kg SSV/Kg SST}) (1.42 \text{ Kg DQO/Kg SSV})$$

$$DQO(\text{SSTp}) = \text{Kg DQO/día}$$

$$\text{Pérdidas} = DQO_i - DQO_e - DQO(\text{CH}_4) - DQO(\text{SSV}) = \text{Kg DQO/día}$$

10.4.2 Algoritmo de cálculo para el  
Reactor Anaerobio de lecho de lodos (UASB)  
con datos típicos.

1.- Establecer los siguientes parámetros :

Q : flujo de influente, m<sup>3</sup>/h.  
trh1 : tiempo de retención hidráulico (zona de lecho), h.  
So : demanda bioquímica de oxígeno en el influente, mg/l.  
DQOi : demanda química de oxígeno en el influente, mg/l.  
SSTo : sólidos suspendidos totales en el influente, mg/l.  
IVL : Índice volumétrico de lodos, ml/g.  
S : demanda bioquímica de oxígeno en el efluente, mg/l.  
DQOe : demanda química de oxígeno en el efluente, mg/l.  
SST : sólidos suspendidos totales en el efluente, mg/l.  
val : velocidad ascensional (zona de lecho), m/h.  
vad : velocidad ascensional (zona de decantación), m/h.

Diseño de la zona del lecho.

2.- Calcular el volumen del lecho , Vlecho :

$$Vlecho = Q (trh1) \quad (m^3)$$

El volumen del lecho estará contenido en dos partes de geometría diferente : un prisma rectangular y un prisma trapezoidal.

Prisma rectangular.

3.- Calcular el volumen del prisma rectangular, V1:

$$V1 = Q \left[ \frac{trh1}{2} \right] \quad (m^3)$$

4.- Calcular el área del prisma rectangular, A1 :

$$A1 = \frac{Q}{val} \quad (m^2)$$

dando dimensiones en (m) del ancho,  $a = (A1/2)^{\frac{1}{2}}$  y el largo,  $l = 2a$

5.- Calcular la altura del prisma rectangular, H1 :

$$H1 = \frac{V1}{A1} \quad (m)$$

6.- Calcular el número de entradas de agua : (Se colocará una entrada de agua cada 2.25 m<sup>2</sup>)

$$\text{No. de entradas} = \frac{A1}{2.25}$$

redondeando a número par.

Prisma trapezoidal.

7.- Establecer lo siguiente :

- V2 : Volumen del prisma trapezoidal, m<sup>3</sup>, igual al volumen del prisma rectangular, V1, m<sup>3</sup>.
- A2 : Area de la sección trapezoidal inferior, m<sup>2</sup>, igual al área del prisma rectangular, A1, m<sup>2</sup>.
- l2 : Largo del prisma trapezoidal, m, igual al largo del prisma rectangular, l1, m.
- a2 : Ancho de la base del prisma trapezoidal, m, igual al ancho del prisma rectangular, a1, m.
- β : ángulo de las paredes longitudinales, grados.

8.- Calcular la altura del prisma trapezoidal, H2 :

$$H2 = \frac{- 12 * a2 + \text{SQR} \left[ 12^2 * a^2 + 4 \frac{12 V1}{\tan \beta} \right]}{2 l} \tan \beta$$

9.- Calcular el ancho de la sección superior del prisma trapezoidal, a' :

$$a' = a2 + 2 \frac{H2}{\tan \beta} \quad (m)$$

10.- Calcular el área de la sección superior del prisma trapezoidal, A3 :

$$A3 = a' * l2 \quad (m^2)$$

Diseño de la zona de decantación.

Está constituida por la prolongación del prisma trapezoidal de la zona de lodos.

- 11.- Calcular el área de la sección superior de la zona de decantación A4 :

Debido a que las canaletas y campanas recolectoras ocupan área a nivel de superficie del líquido, el área disponible en la zona de decantación debe aumentar en un 20% del área calculada.

$$A4' = \frac{Q}{v_{ad}} \quad (\text{m}^2)$$

$$A4 = A4' + 0.2 A4' \quad (\text{m}^2)$$

- 12.- Calcular el ancho superior de la zona de decantación a'' :

$$a'' = \frac{A4}{12} \quad (\text{m})$$

- 13.- Calcular la altura de la zona de decantación, H3 :

$$H3 = \frac{(a'' - a') \tan \beta}{2} \quad (\text{m})$$

- 14.- Calcular el volumen de la zona de decantación, Vd :

$$Vd = \left[ \frac{a'' - a'}{2} + a' \right] * 12 * H3 \quad (\text{m}^3)$$

- 15.- Calcular el tiempo de retención hidráulica en la zona de decantación, trh2 :

$$\text{trh2} = \frac{Vd}{Q} \quad (\text{h})$$

Dimensiones generales del reactor.

- 16.- Establecer :

H4 : altura del bordo libre, m.

17.- Calcular la altura total, Ht :

$$Ht = H1 + H2 + H3 + H4 \quad (m)$$

18.- Cálculo del volumen de trabajo (volumen útil), Vt :

$$Vt = V_{\text{dodos}} + V_d \quad (m^3)$$

Si el volumen total es mayor de 600 m<sup>3</sup> se recomienda siempre un diseño modular, módulos de 300 a 600 m<sup>3</sup> (se mantendrán las alturas y los anchos iguales, lo que se dividirá será el largo).

18.1 .- Calcular el número de módulos a utilizar :

$$\text{No. Módulos} = \frac{Vt}{600 \text{ m}^3}$$

18.2 .- Cálculo del volumen total por módulo, Vtm :

$$Vtm = \frac{Vt}{\text{No. módulos}} \quad (m^3)$$

18.3 .- Calcular el nuevo largo por módulo, largom :

$$\text{largom} = \frac{\text{largo } l}{\text{No. módulos}} \quad (m)$$

19.- Para cada módulo se recalcularán los volúmenes y áreas para las diferentes zonas del reactor :

19.1 .- Zona del lecho.

Prisma rectangular.

$$V_{1m} = \frac{V_1}{\text{No. módulos}}$$

$$A_{1m} = \frac{A_1}{\text{No. módulos}}$$

Prisma trapezoidal.

$$A_{3m} = \frac{A_3}{\text{No. módulos}}$$

19.2 .- Zona de decantación.

$$A4m = \frac{A4}{\text{No.módulos}}$$

$$Vdm = \frac{Vd}{\text{No.módulos}}$$

20.- Calcular el tiempo de retención hidráulica total :

$$\text{trh} = \frac{Vt}{Q} \quad (\text{h})$$

21.- Calcular las eficiencias de remoción esperadas con las condiciones de entrada y salida :

$$E \text{ (DBO5)} = 100 - \frac{S * 100}{S_o}$$

$$E \text{ (DQO)} = 100 - \frac{DQO_e * 100}{DQO_i}$$

$$E \text{ (SST)} = 100 - \frac{SST_e * 100}{SST_i}$$

Producción de biogás.

En condiciones normales de temperatura y presión (1 atm. 0°C) :

$$P_g = 0.18 \text{ m}^3/\text{Kg DQO removido.}$$

22.- Se ha establecido que para el agua residual doméstica la composición del biogás a la salida será de :

$$\begin{aligned} \% \text{ CH}_4 &= 70 \\ \% \text{ N}_2 &= 22 \\ \% \text{ CO}_2 &= 8 \end{aligned}$$

23.- Calcular la producción diaria de biogás, Pq (m<sup>3</sup>/día) :<sup>187</sup>

$$Pq = (DQO_i \text{ Kg DQO/m}^3) (E \text{ DQO}) (Q \text{ m}^3/\text{día}) (0.18 \text{ m}^3/\text{Kg DQOremv.})$$

$$PCH_4 = Pq (\% CH_4) \quad (\text{m}^3/\text{día})$$

$$PN_2 = Pq (\% N_2) \quad (\text{m}^3/\text{día})$$

$$PCO_2 = Pq (\% CO_2) \quad (\text{m}^3/\text{día})$$

24.- Calcular la capacidad de calentamiento de metano, Qmetano :

$$Q_{\text{metano}} = (8544.6 \text{ Cal/m}^3) PCH_4 \quad (\text{Cal/día})$$

Producción de lodos.

$$PL = 0.18 \text{ Kg SST/Kg DQO aplicado.}$$

25.- Calcular la producción de lodos, PL (Kg SST/día) :

$$PL = (DQO_i \text{ Kg DQO/m}^3) (Q \text{ m}^3/\text{día}) (0.18 \text{ Kg SST/Dg DQO})$$

26.- Calcular el volumen que ocupa la masa de sólidos, VSP :

$$VSP = PL \text{ IVL} \quad (\text{l/día})$$

Balance de masa.

El balance de masa se efectúa sobre la DQO, puesto que representa la materia orgánica, cuya remoción es el principal objetivo del tratamiento.

27.- Realizar el balance de masa :

$$\text{Base : } Q \quad (\text{m}^3/\text{día})$$

$$DQO_i = DQO_e + DQO(CH_4) + DQO(SST\text{purga}) + \text{Pérdidas}$$

$$DQO_i = DQO_i * Q = \text{Kg DQO/día}$$

$$DQO_e = DQO_e * Q = \text{Kg DQO/día}$$

$$DQO(CH_4) = PCH_4 * (2.86 \text{ Kg DQO/m}^3 CH_4) = \text{Kg DQO/día}$$

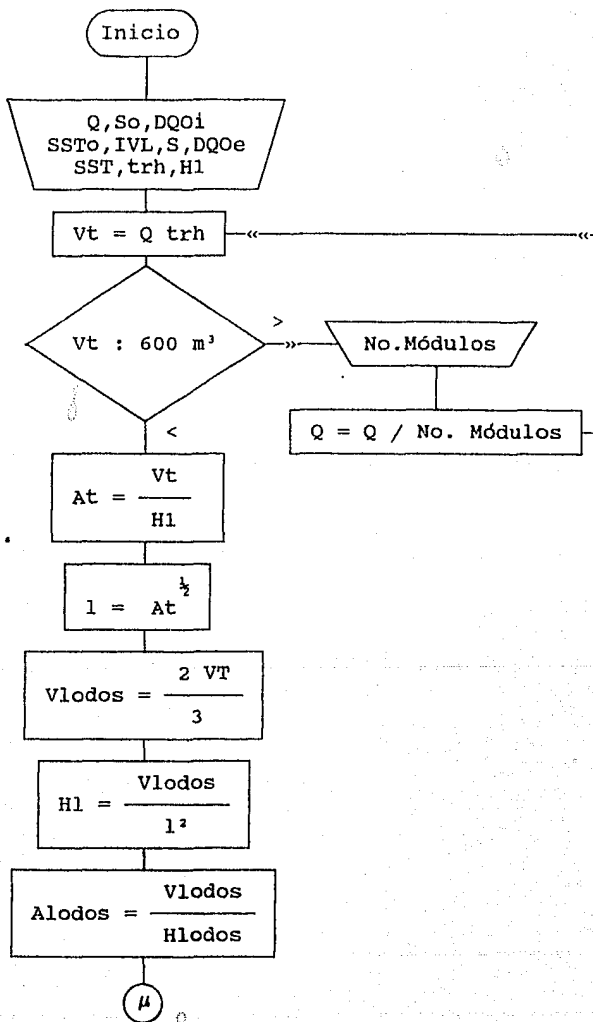
$$DQO(SSTp) = PL (0.75 \text{ Kg SSV/Kg SST}) (1.42 \text{ Kg DQO/Kg SSV})$$

$$DQO(SSTp) = \text{Kg DQO/día}$$

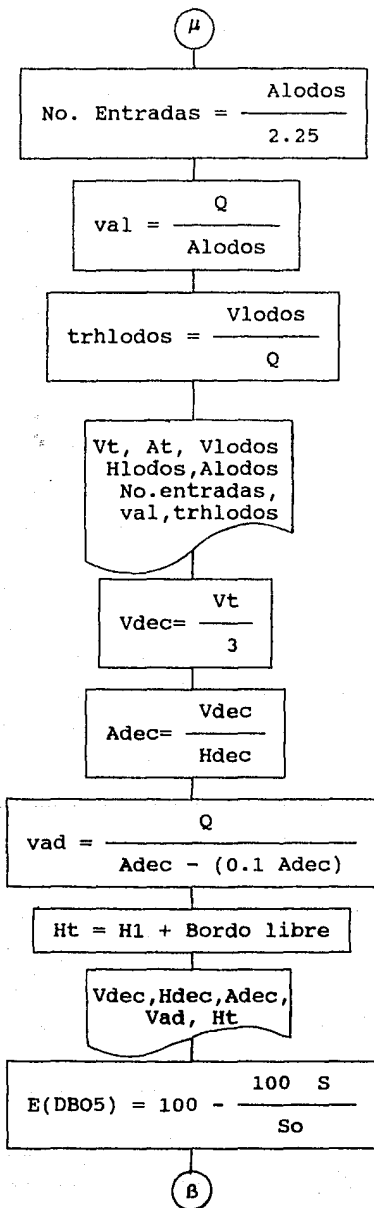
$$\text{Pérdidas} = DQO_i - DQO_e - DQO(CH_4) - DQO(SSV) = \text{Kg DQO/día}$$

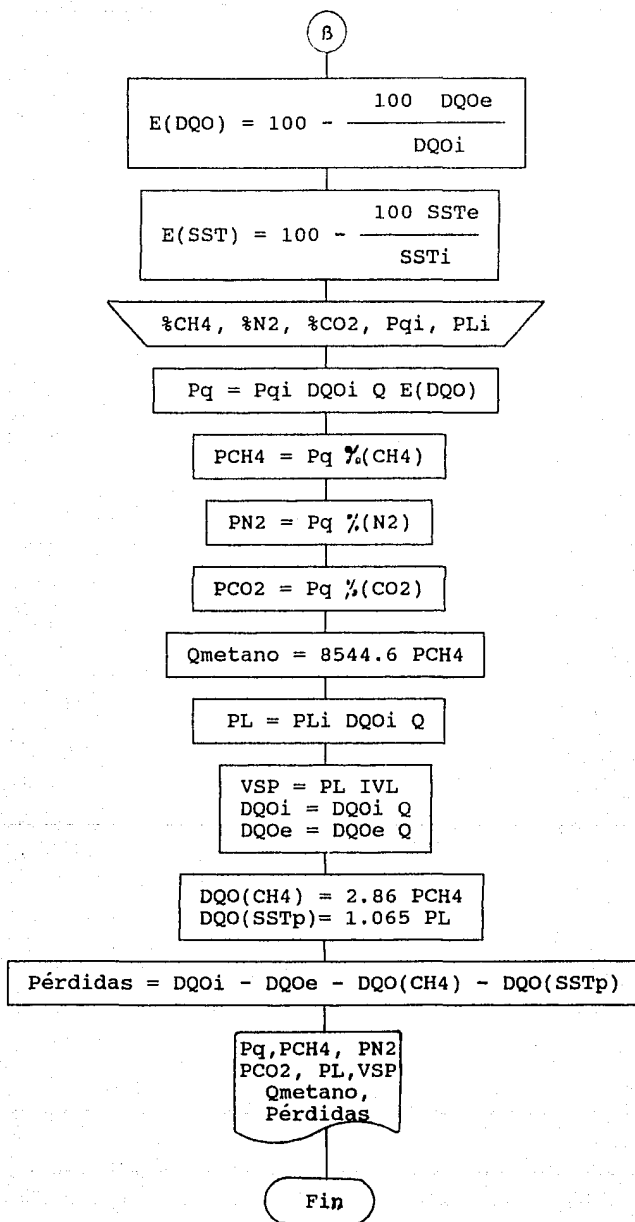
Las pérdidas se atribuyen principalmente al metano que sale disuelto en el efluente.

10.5.1 Diagrama de Flujo para el  
Reactor Anaerobio de Lecho de Lodos (UASB)  
(Datos experimentales)

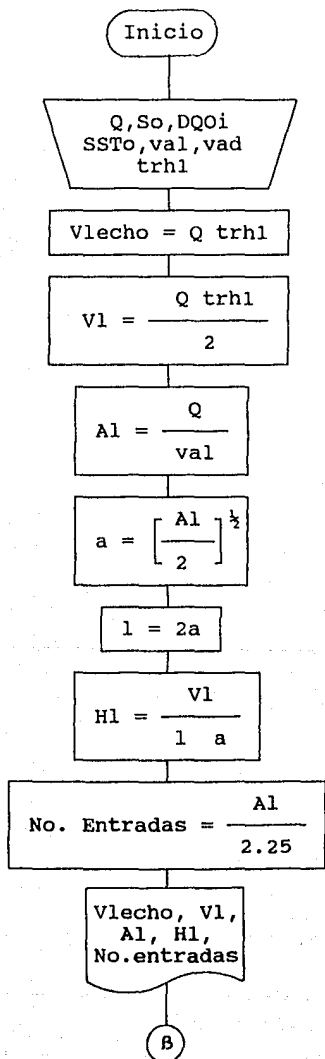


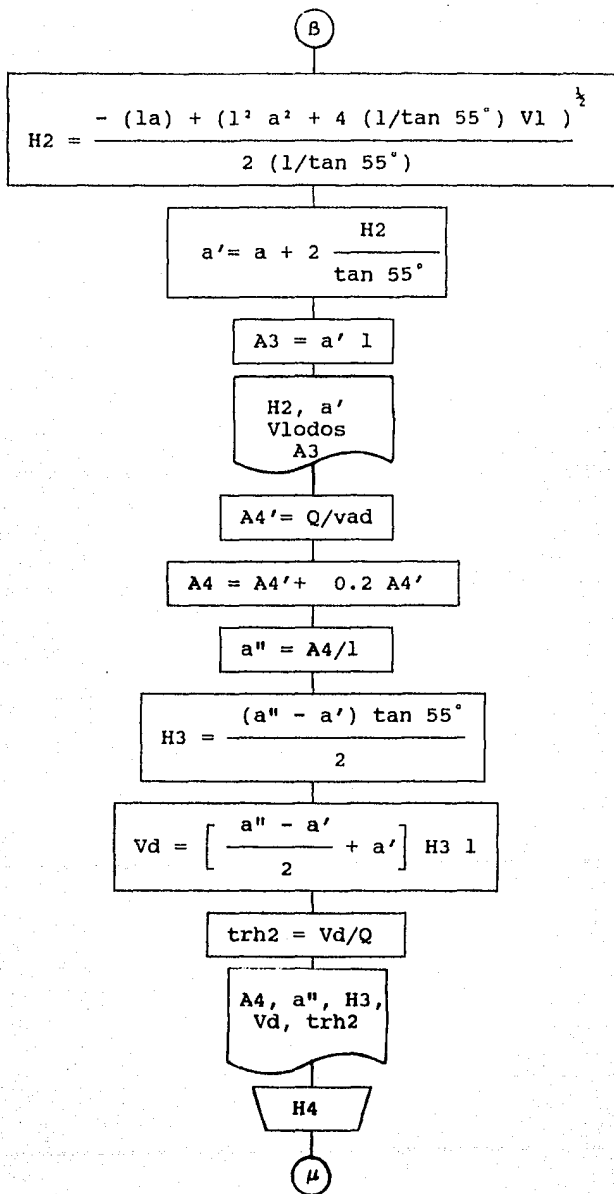


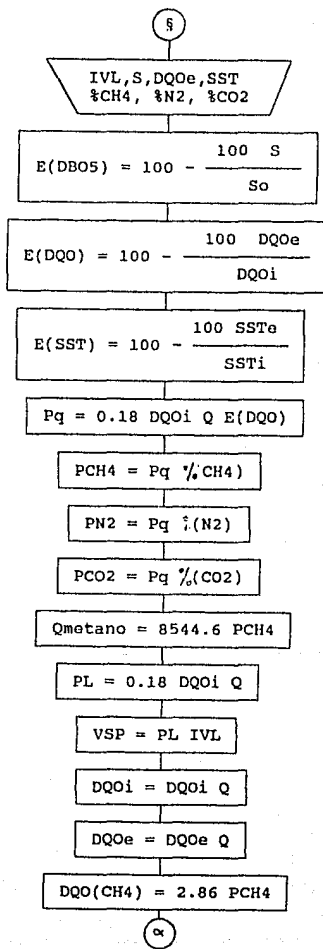
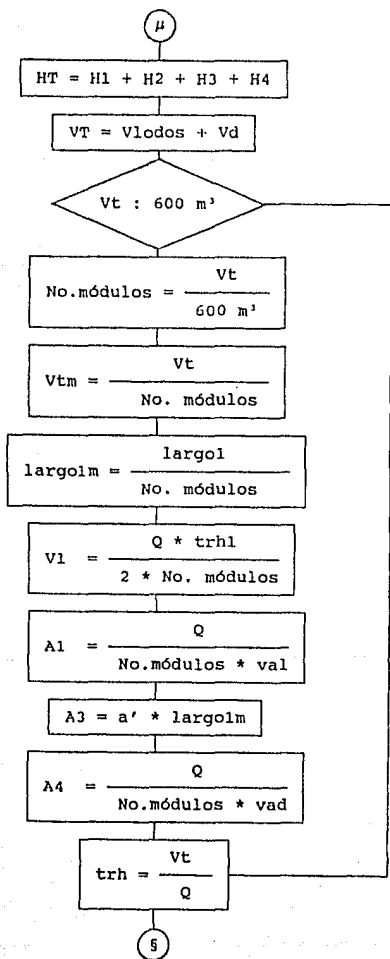


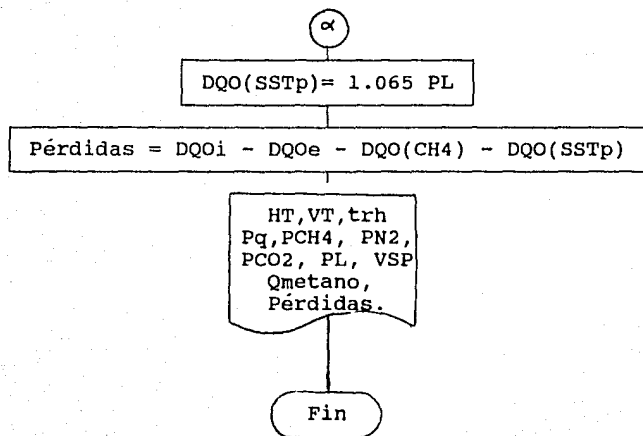


10.5.2 Diagrama de Flujo para el Reactor Anaerobio de Lecho de Lodos (UASB) con datos típicos.









## 10.6 Anexo.

Si se tiene un agua residual industrial será necesario determinar el tiempo de retención hidráulica de diseño realizando pruebas en un reactor anaerobio de lecho de lodos a escala laboratorio.

La experimentación se lleva a cabo en un cuarto de temperatura controlada. Se inocula el reactor con lodos anaerobios activos preferentemente de tipo granular y se alimenta con el agua residual industrial. Se recircula durante aproximadamente 10 días; al término de este periodo, se inicia la alimentación en continuo.

Se aplican varios tiempos de retención hidráulicas, (p. ej. de 72 a 6 horas), caracterizandose cada estado estacionario alcanzado. Se miden los siguientes parámetros: pH, alcalinidad, DQO, producción y composición de gas, esporádicamente se determinan los sólidos suspendidos y ácidos grasos volátiles en el efluente.

A cada tiempo de retención hidráulica se calcula la eficiencia en el reactor, con el fin de obtener una gráfica como la que se muestra en la figura 10.3.

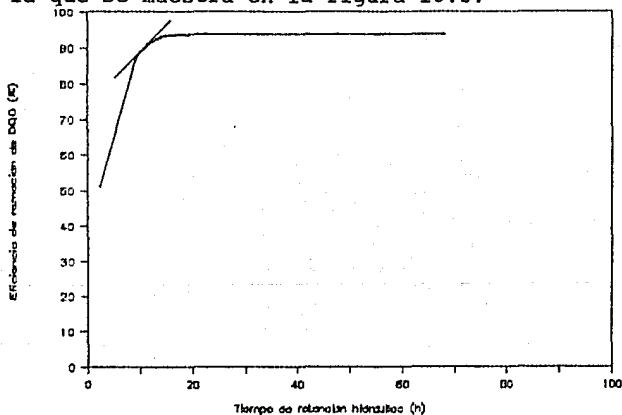


Fig.10.3 Efecto de la variación del tiempo de retención hidráulica (Trh) en la eficiencia de remoción de la DQO en el reactor anaerobio.(Noyola, 1988)

Como puede observarse, después de un determinado tiempo de retención hidráulica, la eficiencia en el reactor disminuye rápidamente. El tiempo de retención hidráulica de diseño se elegirá unos puntos antes de que la eficiencia del reactor empiece a disminuir (punto en donde la pendiente de la recta tangente a la curva es de 45°.)

## 11. DIGESTION ANAEROBIA DE LODOS

### 11.1. Descripción y fundamentos.

La digestión anaerobia es un proceso comunmente utilizado en la estabilización de los lodos de desecho que se obtienen a lo largo del tren de tratamiento biológico; también, como se ha visto en el capítulo 10, se utiliza para tratar aguas de desecho con altas y medias concentraciones de materia orgánica.

Los lodos a tratar, que provienen de diversas fuentes, se clasifican como:

- \* Lodo crudo o primario, obtenido en el clarificador primario, en el pretratamiento del agua residual.

- \* Lodos activados de purga constituidos por los microorganismos desechados del proceso de lodos activados.

- \* Lodos secundarios o humus del filtro percolador, obtenidos en la sedimentación secundaria del efluente de un proceso de biopelícula como filtro percolador o biodisco.

Al lodo que no ha recibido tratamiento se le denomina lodo fresco, y al lodo que se ha oxidado biológicamente se le denomina lodo digerido. Los sólidos volátiles, constituyentes del lodo fresco, están en una proporción elevada. Los lodos primarios y los lodos activados de purga cuentan con un 65 a 80 por ciento de sólidos volátiles; El humus del filtro percolador tiene de un 45 al 70 por ciento. Los sólidos

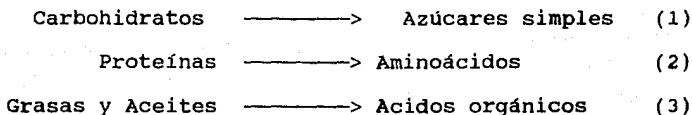


volátiles son principalmente microorganismos que utilizan como sustrato sus reservas celulares y la materia orgánica liberada por la lisis de los propios microorganismos. Con esto se reducen hasta en un 30 a 50 por ciento en peso. Los microorganismos utilizados en la digestión anaerobia son anaerobios facultativos, es decir, que sobreviven en ambientes aerobio y anaerobio, y los estrictamente anaerobios.

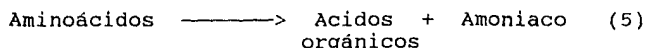
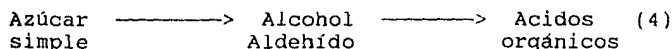
#### 11.2. Proceso biológico.

En la digestión anaerobia se pueden observar cuatro etapas en la transformación de sólidos volátiles a metano y bióxido de carbono.

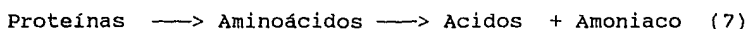
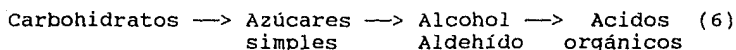
La primera que se observa es la hidrólisis o fermentación de los compuestos orgánicos complejos, es decir, la ruptura de moléculas grandes de sustancias tales como carbohidratos, proteínas, grasas, aceites o sus productos de degradación. Los carbohidratos incluyen azúcares, almidón y celulosa o fibras vegetales. Las proteínas se encuentran en desechos y tejidos animales. Tales moléculas de gran tamaño sufren rupturas por la acción de los microorganismos, teniendo las ecuaciones generalizadas :



El segundo paso de la digestión anaerobia es la formación de ácidos orgánicos, como se muestra en la ecuación (3) y en las ecuaciones siguientes (Reynolds, 1982) :

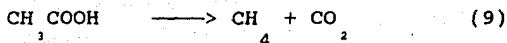
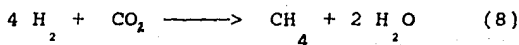


Conjuntando los dos primeros pasos de la digestión anaerobia de carbohidratos y proteínas, se tiene :



A estas etapas se les denomina fermentación ácida. Los ácidos orgánicos que se obtienen principalmente son el acético, el propiónico y el butírico, a los cuales se les denomina ácidos volátiles. (Reynolds, 1982)

El tercer paso biológico en la digestión anaerobia es la degradación de los ácidos orgánicos, con excepción del acetato e hidrógeno. La cuarta etapa es, finalmente, la producción de metano por dos vías :



A esta etapa se le denomina fermentación de metano o metanogénica. Como puede esperarse, en el segundo paso biológico de la digestión anaerobia, debido a la formación de ácidos, el pH del licor disminuye, y esto puede afectar la operación del digester. Los microorganismos que llevan a cabo la primera y segunda etapa, se desarrollan en valores relativamente bajos de pH y a pesar de ser sensibles a este factor ambiental, no lo son tanto como los microorganismos que llevan a cabo el cuarto paso biológico, la formación de metano. Estos microorganismos son muy sensibles a los cambios en su medio ambiente; se desarrollan en un rango de pH entre 6.7 y 7.4, el cual resulta muy estrecho. (Reynolds, 1982)

Se pueden identificar seis distintos procesos en la digestión anaerobia :

- 1.- Hidrólisis de biopolímeros
  - 1A.- Hidrólisis de proteínas
  - 1B.- Hidrólisis de carbohidratos
  - 1C.- Hidrólisis de lípidos
- 2.- Fermentación de aminoácidos y azúcares
- 3.- Oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes
- 4.- Oxidación anaerobia de productos intermediarios tales como ácidos volátiles (con excepción de acetato)
- 5.- Conversión de acetato a metano
- 6.- Conversión de hidrógeno a metano

En la fig 11.1 se pueden observar los procesos antes mencionados.

Los microorganismos formadores de metano son obligatoriamente anaerobios. Los formadores de metano tienen una rapidez de crecimiento mucho mas lenta que los formadores de ácido, con lo cual se tiene que estos microorganismos son los que gobiernan la operación global. Una cantidad muy pequeña de substrato la utilizan para generar nuevas células; su coeficiente de crecimiento es de 0.04 a 0.054 (1/día) mientras que para las bacterias aerobias tienen un valor de 0.6 (1/día). Debido a la baja rapidez de los formadores de metano, los tiempos de retención media de las células resultan muy altos, comparados con los valores para las bacterias aerobias. (Benefield y Randall, 1980)

Debido al abatimiento del pH que provoca la formación de ácidos en la segunda etapa, los formadores de metano deben de estar en un equilibrio dinámico con las bacterias formadoras de ácidos.

Los productos finales obtenidos durante la digestión anaerobia son principalmente metano y dióxido de carbono, además de varios gases en menor cantidad como son : ácido sulfhídrico, hidrógeno y nitrógeno. La producción de metano va de 55 a 75 por ciento mientras que la de dióxido de carbono va de 25 a 45 por ciento. La mayor parte del metano producido proviene de la degradación del ácido acético.

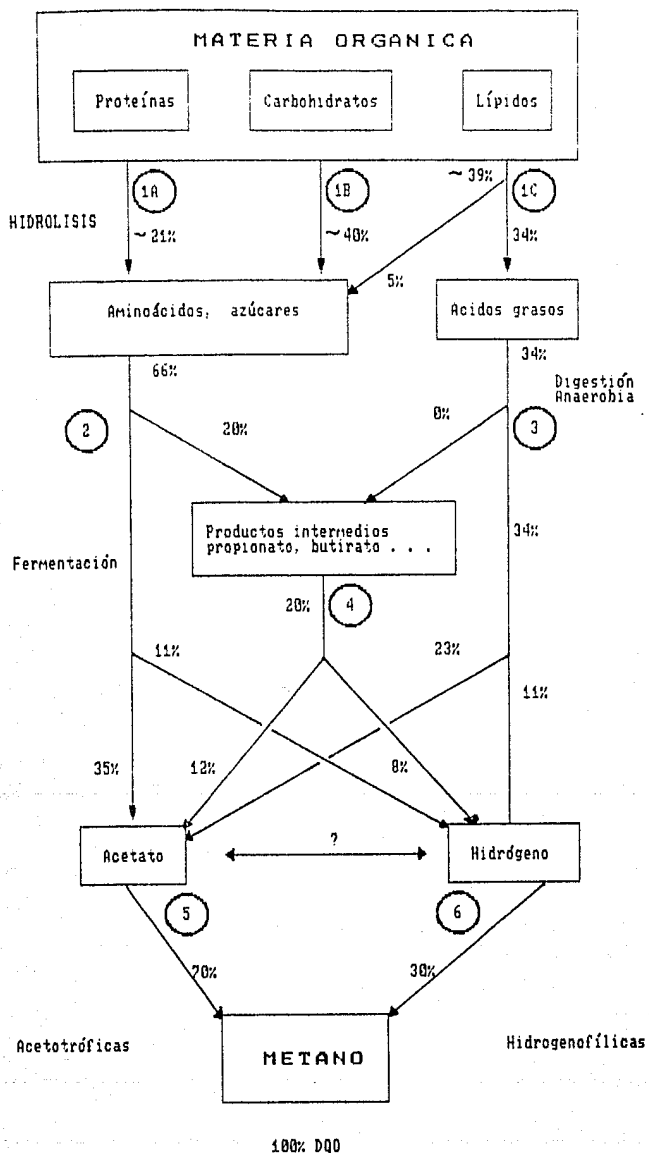


Fig 11.1 Esquema de las reacciones propuestas para la digestión anaerobia de lodos domésticos.

Este proceso tiene la desventaja de requerir un control constante debido a la facilidad de inhibición, por el pH, la temperatura ó sustancias tales como compuestos de metales pesados. Durante la digestión anaerobia, la mayor parte del nitrógeno y fósforo permanecen en forma soluble; y el lodo digerido cuenta con un alto valor como fertilizante. Si estos lodos se espesan todavía más antes de su disposición, pierden valor como fertilizante.

### 11.3. Proceso de digestión anaerobia de lodos.

La digestión anaerobia de lodos biológicos tiene dos variantes dependiendo de la carga orgánica adicionada diariamente al digester anaerobio :

- \* baja tasa (Fig 11.2)
- \* alta tasa (Fig 11.3)

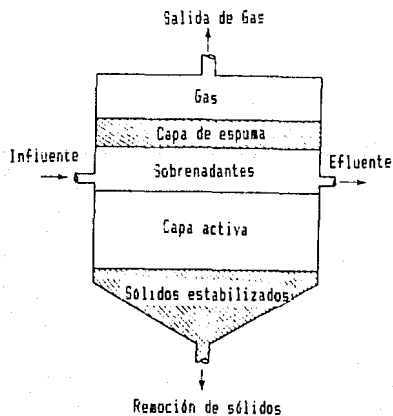


Fig. 11.2 Digestión anaerobia de una etapa (baja tasa).

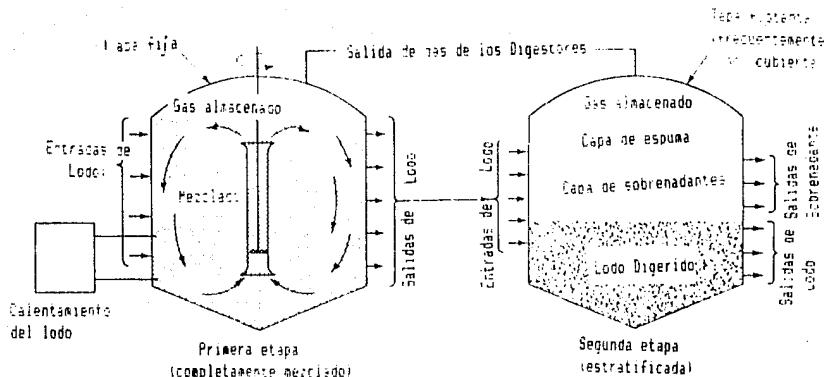


Fig. 11.3 Digestión Anaerobia de dos etapas (alta tasa).

### 11.3.1 Digestión anaerobia de baja tasa.

Consta de un solo tanque; no se mezcla el contenido, lo que proporciona las condiciones de asentamiento de los lodos en capas superpuestas, lo cual provoca una reducción del volumen activo del digestor, y esto hace que el tiempo de retención sea mayor comparado con el proceso de digestión anaerobia de alta tasa.

El tiempo de retención basado en el lodo crudo bombeado varía de 30 a 90 días. Las cargas de sólidos varían de 0.48 a 1.6 Kg sólidos volátiles / m<sup>3</sup> día. (Metcalf y Eddy, 1979)

Normalmente este tipo de digestor no se calienta y trabaja a la temperatura ambiente.

La digestión anaerobia se lleva a cabo óptimamente en un rango de temperaturas entre 30 y 40 °C (mesofílica) y de 50 a 60 °C (termofílica). La temperatura óptima de operación de un digestor anaerobio en el rango mesofílico es de 35 °C. La digestión anaerobia en el rango de temperaturas termofílicas, casi no se utiliza debido al alto requerimiento de energía para su operación y a sus requerimientos de control más estrictos. Debido a los rangos de temperaturas utilizados en esta operación, se requiere calentar el lodo influente y mantener la temperatura del digestor dentro del rango óptimo de operación. Para mantener constante la temperatura se utiliza un intercambiador de calor externo en donde se calienta la cantidad de lodo para mantener la temperatura constante. (Benefield y Randall, 1980).

En el primero se lleva a cabo la digestión anaerobia y en el segundo se separan las fases para su disposición posterior; el gas se utiliza como combustible.

El régimen hidráulico del primer tanque es mezclado completo; este régimen se obtiene utilizando uno o más de los equipos de mezclado siguientes :

- \* bombas de recirculación de lodos;
- \* recirculación de gas usando tubos cortos de mezclado, uno ó mas tubos de corriente o difusores montados en el fondo;
- \* mezcladores mecánicos con tubos de corriente; y



\* mezcladores de turbina y hélices.

El lodo es mezclado íntimamente por la recirculación y bombeo del gas ó mezcladores con tubo de corriente (no hay separación de las espumas y del sobrenadante). El lodo es calentado, para obtener una rapidez de digestión óptima. El equipo de mezclado debe tener una alta capacidad y alcanzar el fondo del tanque.

El segundo tanque se utiliza para almacenaje y estratificación de fases; por lo regular no se calienta y no tiene mezclado para permitir la separación de fases. Pueden tener tapas fijas o flotantes. Los tanques son por lo regular circulares con diámetros entre 6 y 35 m; y con profundidad de 7.5 a 13.5 m. El fondo debe tener una pendiente, para la extracción de lodo por el centro, de uno de alto por cuatro de ancho (25%). (Reynolds, 1982)

El lodo se debe bombear continuamente al digester ó por ciclos de 30 minutos a 2 horas. El lodo entrante desplaza al lodo digerido, el cual pasa al segundo tanque donde se separan las fases. En un digester de alta tasa, al no haber separación del sobrenadante, la reducción de sólidos totales va del 45 al 50% y que, el gas sale, el lodo digerido tiene la mitad de la concentración del lodo crudo. La carga va de 1.6 a 6.4 Kg de sólidos volátiles / m<sup>3</sup> día y los periodos de retención hidráulicos van de 10 a 20 días. (Metcalf y Eddy, 1979)

### 11.3.3 Procedimiento de diseño del digestor.

Para el diseño de los tanques utilizados en el proceso de digestión anaerobia se siguen cuatro procedimientos :

- \* utilización del tiempo de residencia medio de las células,
- \* factor de carga volumétrica,
- \* reducción de volumen observado,
- \* factor de carga basados en la población servida.

El procedimiento más utilizado es el de factor de carga volumétrica, el cual se utilizará para el diseño del digestor.

### 11.4 Producción de gas.

La producción de gas metano producida puede calcularse con la ecuación :

$$C = C_o (dF/dt - 1.42 dX/dt) \quad (10)$$

donde :

C : producción de metano a condiciones estandar,  
m<sup>3</sup>/día

C<sub>o</sub> : producción de metano por unidad de masa de DBO<sub>u</sub>  
eliminada, 0.35 m<sup>3</sup>/Kg

$dF/dt$  : rapidez de utilización de substrato, Kg/día.

$$\frac{dF}{dt} = \frac{S_0 - S}{680} Q \quad (11)$$

$S$  : DBO5 del efluente, mg/l

$S_0$  : DBO5 en el influente, mg/l

$Q$  : flujo, m<sup>3</sup>/día

$dX/dt$  : rapidez de crecimiento neto de los microorganismos, Kg/día.

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Y (dF/dt)}{1 + kd \theta_c} \quad (12)$$

donde :

$Y$  : coeficiente de conversión, Kg/Kg

$kd$  : coeficiente de decaimiento endógeno, 1/día

$\theta_c$  : tiempo de residencia medio de las células, días.

Se han reportado valores típicos de  $Y$  y de  $kd$  para varios tipos de desecho, los cuales se muestran en la tabla 11.1. Para lodos de aguas residuales municipales Lawrence (1971) reportó valores de 0.04 y 0.015 (1/día) para  $Y$  y  $kd$  respectivamente.

Para el diseño del digester de alta tasa, otro parámetro importante es el tiempo de residencia medio de las células, cuyos valores sugeridos, como una función de la temperatura, se presentan en la tabla 11.2.

Tabla 11.1. Valores típicos de los coeficientes Y y kd.  
(Benefield y Randall, 1980)

Substrato	Y mg SSV/mg DBO5	kd 1/día
Acidos grasos	0.054	0.038
Carbohidratos	0.024	0.033
Proteínas	0.076	0.014
Lodos domésticos	0.060	0.030

Tabla 11.2. Valores sugeridos de  $\theta_c$

Temp. de operación		$\theta_c$ , día mínimo	$\theta_c$ , día sugerida para diseño
°F	°C		
65	18	11	28
75	24	8	20
85	29	6	14
95	35	4	10
105	41	4	10

#### 11.5 Requerimiento de calor (digestor anaerobio de alta tasa)

Como se mencionó anteriormente, la temperatura del contenido del digestor debe ser superior a la temperatura ambiente para obtener una rapidez de digestión óptima, y consecuentemente disminuir el tiempo de retención medio de las células. Generalmente se mantiene una temperatura en el rango mesofílico, es decir, entre 30 a 38°C. Los

requerimientos de calor del digestor son:

\* calor para aumentar la temperatura del lodo influente hasta la temperatura de operación del digestor.

\* calor para restituir las pérdidas de calor del digestor por paredes, fondo y tapa.

El calor para elevar la temperatura del influente se calcula con la ecuación :

$$Q_1 = W C_p (T_2 - T_1) \quad (13)$$

donde :

$Q_1$  : calor requerido para elevar la temperatura del lodo, desde  $T_1$  hasta  $T_2$ , (Kcal/día).

$W$  : flujo másico promedio de los lodos al digestor, Kg/día.

$C_p$  : calor específico medio del lodo, el valor adoptado generalmente es 1.000 Kcal/Kg°C.

$T_2$  : temperatura del contenido en el digestor, °C

$T_1$  : temperatura del lodo alimentado a las condiciones críticas de invierno, °C.

El calor necesario para reponer las pérdidas de calor en el digestor, esta dado por :

$$Q_2 = U A (T_2 - T_1) \quad (14)$$

donde :

$Q_2$  : calor perdido por paredes, fondo y cubierta del digestor, Kcal/día.

U : coeficiente global de transferencia de calor,  
Kcal/h m<sup>2</sup> °C.

A : área normal a la dirección del flujo de calor,  
m<sup>2</sup>.

T<sub>2</sub> : temperatura del digestor, °C.

T<sub>1</sub> : temperatura ambiente crítica de invierno, °C.

Los valores del coeficiente global de transferencia de calor, son una función de los fluidos que se encuentren a ambos lados de la pared así como de los materiales que forman el tanque. Valores típicos se dan en la tabla 11.3.

Tabla 11.3. Coeficientes globales de transferencia de calor.  
(Benefield y Randall, 1980)

Componente	U (Kcal/h m <sup>2</sup> °C)
cubierta de concreto	2.44
cubierta flotante	1.17
paredes de concreto expuestas al aire	1.71
paredes de concreto en tierra húmeda	1.22
paredes de concreto en tierra seca	0.88
piso	0.59

Para proporcionar la cantidad de calor que requiere el sistema se puede obtener la cantidad de calor disponible asumiendo que el valor como combustible del gas (mezcla gaseosa de CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub>) es de 8544.6 Kcal/m<sup>3</sup> de metano a condiciones normales (Metcalf y Eddy, 1979).

### 11.6 Aspectos prácticos de digestión anaerobia.

Régimen hidráulico : para alta tasa se tiene mezclado completo en la primera etapa; no hay mezclado en la segunda etapa para facilitar la separación de fases; en baja tasa no hay mezclado en el tanque.

Diámetro : 6.0 a 35.0 m. (Reynolds, 1982)

Profundidad : 7.5 a 13.5 m. (Reynolds, 1982)

Baja tasa :

Tiempo de retención : 30 a 90 días. (Metcalf y Eddy, 1979)

Cargas de sólidos : 0.48 a 1.6 Kg sólidos volátiles/m<sup>3</sup>.día.  
(Metcalf y Eddy, 1979)

Alta tasa :

Tiempo de retención : 10 a 20 días. (Metcalf y Eddy, 1979)

Cargas de sólidos : 1.6 a 6.4 Kg sólidos volátiles /m<sup>3</sup>.día.  
(Metcalf y Eddy, 1979)

Valores típicos del coeficiente de crecimiento,  $\mu$ , y la constante de rapidez endógena, se muestran en la tabla 11.1., lo mismo que para el tiempo de residencia medio de las células,  $\theta_c$ , en la tabla 11.2. (Metcalf y Eddy, 1979) Valores del coeficiente global de transferencia de calor se reportan en la tabla 11.3.

### 11.7 Algoritmo de cálculo para la Digestión Anaerobia

1.- Se asignan valores a las siguientes variables :

- Q : flujo volumétrico , m<sup>3</sup>/día.  
 So : DBO5 en el influente, mg/l.  
 S : DBO5 en el efluente, mg/l.  
 SSV  
 — : Fracción de sólidos suspendidos volátiles en los SST sólidos suspendidos totales.  
 Xo : SST en el influente, mg/l.  
 Xe : SST en el sobrenadante, mg/l.  
 Xp : SST en la purga de lodos digeridos, mg/l.

2.- Elegir la forma de operación del digestor :

- a) baja tasa  
 b) alta tasa

3.- Dependiendo de la forma de trabajo del digestor establecer valores para las siguientes variables :

- T2 : temperatura de operación del digestor, °C  
 θc : tiempo de residencia medio de las células, días.  
 Y : coeficiente de crecimiento, Kg células / Kg DBO utilizado.  
 kd : coeficiente de decaimiento endógeno, 1/día.

Si la forma de trabajo del digestor anaerobio es alta tasa, establecer :

- T1 : temperatura ambiente crítica de invierno, °C

4.- Calcular la cantidad diaria de sólidos volátiles, SV :

$$SV = \frac{X_o Q}{1000} \frac{SSV}{SST} \quad (\text{Kg/día})$$

siendo

1000 un factor para congruencia de unidades.

5.- Elegir una carga de sólidos orgánicos alimentados, Carga (Kg SSV/día m<sup>3</sup>)

baja tasa  
 0.48 - 1.60

alta tasa  
 1.6 - 6.4



6.- Calcular el volumen del digestor (primera etapa) :

$$V = \frac{SV}{\text{Carga}} \quad (\text{m}^3)$$

7.- Elegir una profundidad del digestor entre los límites :

$$h : 4.5 - 13.5 \text{ m}$$

8.- Calcular el área transversal del recipiente, A :

$$A = \frac{V}{h} \quad (\text{m}^2)$$

9.- Calcular el diámetro del digestor, D :

$$D = \left[ \frac{4 A}{\pi} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (\text{m})$$

10.- Calcular la remoción de materia orgánica, F :

$$\frac{dF}{dt} = \left[ \frac{S_0 - S}{0.68 \cdot 1000} \right] Q \quad (\text{Kg/día})$$

siendo

1000 : factor de conversión de unidades,  
0.68 : factor de conversión de DBO5 a DBOu.

11.- Calcular la producción diaria de sólidos volátiles :

$$\frac{dx}{dt} = \frac{Y \, dF/dt}{1 + kd \, \theta_c} \quad (\text{Kg/día})$$

12.- Calcular el porcentaje de estabilización,  $\%$  :

$$\% = 0.68 * 1000 \frac{\frac{dF}{dt} - 1.42 \frac{dX}{dt}}{Q \quad S_o} 100 \quad (\%)$$

donde

0.68 : factor de conversión de DBO5 a DBOu,  
 1000 : factor de conversión de unidades,  
 1.42 : cambio de masa celular a DBOu,  
 100 : factor para reportar porcentualmente

13.- Calcular el volumen de metano producido :

$$C = 0.35 \left[ \frac{dF}{dt} - 1.42 \frac{dX}{dt} \right] \quad (\text{m}^3/\text{día})$$

14.- Calcular la producción total de gas :

$$C_t = \frac{C}{0.67} \quad (\text{m}^3/\text{día})$$

0.67 : fracción de metano en el gas producido.

Si el digester trabaja a baja tasa, ir al paso 22, continuando los cálculos. Si el digester trabaja a alta tasa se realizan los cálculos siguientes.

15.- Calcular el calor requerido para elevar la temperatura del influente :

$$Q_1 = W C_p (T_2 - T_1) \quad (\text{Kcal}/\text{día})$$

donde

W : flujo másico del agua, Kg/m<sup>3</sup>

$$W = 1010 Q$$

16.- Calcular las pérdidas de calor en el digester :

$$Q_2 = [(U A)_{\text{tapa}} + (U A)_{\text{fondo}} + (U A)_{\text{pared}}](T_2 - T_1)$$

U : coeficiente global de transferencia de calor,  
 Kcal/día m<sup>2</sup> °C

A : área normal a la dirección del flujo de calor, m<sup>2</sup>

17.- Calcular el calor total requerido por el digestor :

$$Q_t = Q_1 + Q_2 \quad (\text{Kcal/día})$$

18.- Calcular el calor proporcionado por el metano :

$$Q \text{ metano} = 8544.6 C \quad (\text{Kcal/día})$$

donde

$$8544.6 : \text{capacidad de calentamiento del metano, Kcal/m}^3$$

19.- Calcular el calor requerido,  $Q'$  :

$$Q' = Q_t - Q \text{ metano} \quad (\text{Kcal/día})$$

20.- Elegir para el mezclado una potencia por metro cúbico de reactor,  $P$  :

$$P : 0.013 - 0.4 \quad \text{hp/m}^3$$

21.- Calcular la potencia requerida para proporcionar el mezclado completo en la primera etapa,  $P_r$  :

$$P_r = V P \quad (\text{hp})$$

22.- Calcular la masa total entrante,  $M_i$ :

$$M_i = @ Q \quad \text{Kg/día}$$

donde

$$@ : \text{densidad del influente, } 1010 \text{ Kg/m}^3$$

23.- Calcular la masa total de sólidos después de la digestión,  $S_t$ :

$$S_t = \frac{X_o Q}{1000} - SV \quad \text{Kg/día}$$

1000 : conversión de unidades

24.- Calcular la masa de gas producido,  $M_{gas}$ :

$$M_{gas} = @_{gas} C_t \quad \text{Kg/día}$$

$$@_{gas} : \text{densidad del gas, } 0.99932 \text{ Kg/m}^3$$

25.- Calcular la masa que sale por el efluente y la purga de lodos, Ms:

$$Ms = Me - M_{gas} \quad \text{Kg/día}$$

26.- Calcular el flujo másico efluente, Mse:

$$Mse = \frac{Ms (X \cdot X_p) / 1000000 - St X}{X_p - X} \quad \text{Kg/día}$$

27.- Calcular el flujo efluente, Qe:

$$Qe = \frac{1000 Mse}{X} \quad \text{m}^3/\text{día}$$

28.- Calcular el flujo másico de la purga de lodos, Mp:

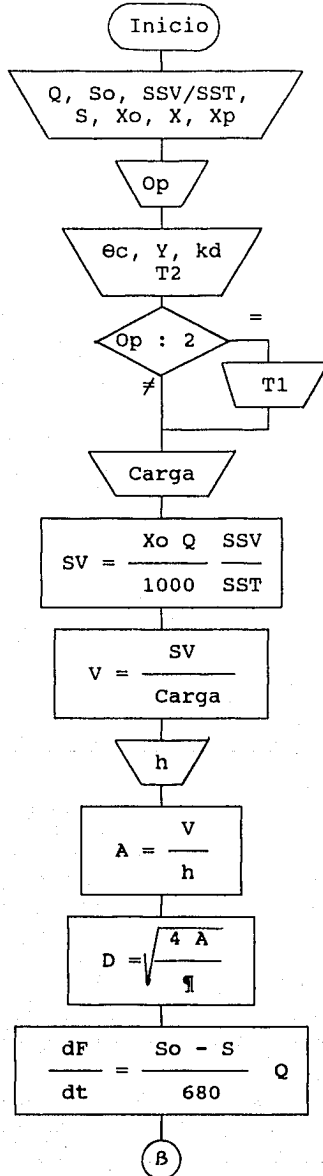
$$Mp = St - Mse \quad \text{Kg/día}$$

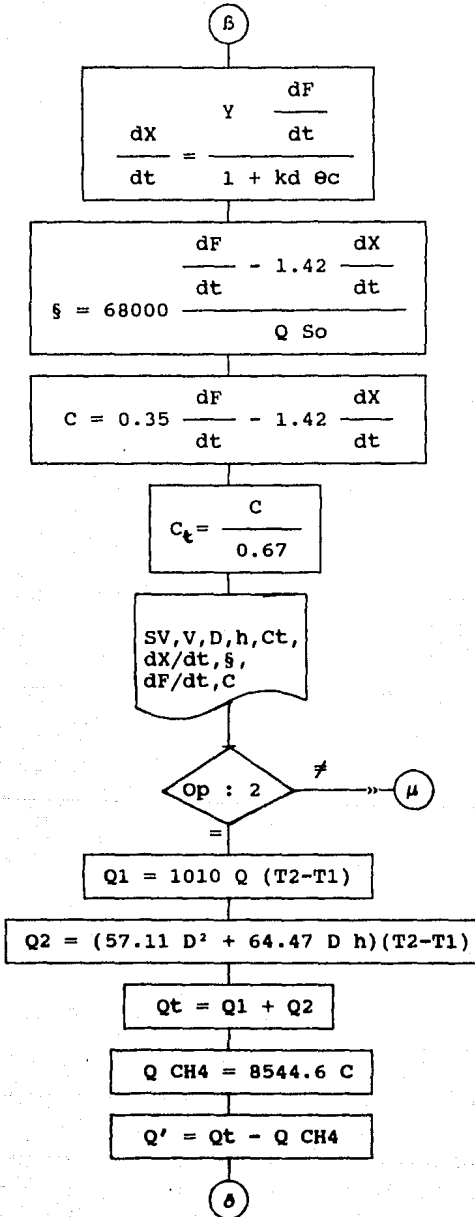
29.- Calcular el flujo volumetrico de la purga, Qp:

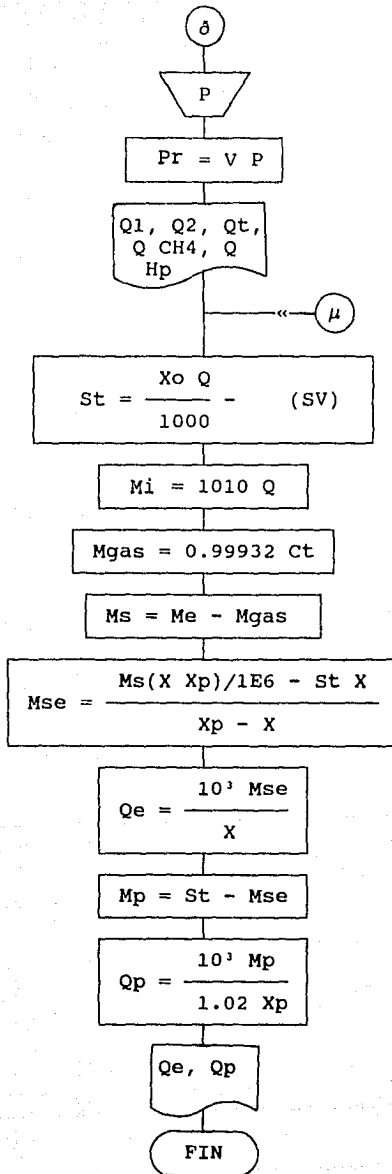
$$Qp = \frac{1000 Mp}{\delta X_p} \quad \text{m}^3/\text{día}$$

$\delta$  : gravedad específica de los lodos de purga, 1.02

## 11.8 Diagrama de flujo de Digestión Anaerobia.







## 12. Evaluación económica.

En este capítulo se presenta información para estimar los costos de construcción y operación de plantas de tratamiento de aguas residuales.

Para realizar la evaluación económica de los trenes de tratamiento involucrados en este trabajo, se tomó la información sobre costos de operación y mantenimiento reportados por la USEPA (United States Environmental Protection Agency, 1989), debido a que este tipo de información aún no se encuentra disponible en nuestro país. Estos datos se corrigieron para poder aplicarlos en México (Arnaud, comunicación personal). La estimación económica está limitada ya que únicamente se pueden comparar trenes de tratamiento completos, no siendo posible la evaluación de las operaciones individuales, fundamentalmente por el motivo antes mencionado.

La información sobre costos de operación y mantenimiento se basa en un estudio realizado en unas 350 plantas de tratamiento. Los costos cubren solo operación y mantenimiento, es decir aquellos costos considerados necesarios y esenciales para el funcionamiento normal de una planta de tratamiento de aguas residuales. Todos los costos se reajustaron a los precios del cuarto trimestre de 1977. (USEPA, 1989).



Para ser válida, la información sobre costos debe reflejar los precios vigentes en el momento de su uso. Esto puede hacerse si se conoce en que año (u otro punto de referencia temporal) se recopiló la información disponible. El reajuste a precios actuales puede hacerse mediante el uso de índices de costos.

La siguiente lista puede ser utilizada para indexar los costos apropiadamente (Qasim, 1985) :

- \* ENR Building Cost Index - aparece semanalmente en Engineering News Record, McGraw Hill.
- \* ENR Construction Cost Index - aparece semanalmente en Engineering News Record, McGraw Hill.
- \* EPA Treatment Plant and Sewer Construction Cost Index - aparece mensualmente en el WPCF Journal.
- \* BLS Labor Cost Index - aparece mensualmente en Employment and Earnings, Bureau of Labor Statics.
- \* BLS Wholesale Price Index - aparece mensualmente en Wholesale Prices and Price Indexes, Bureau of Labor Statics.

La Agencia de Protección Ambiental (USEPA) tiene información sobre los índices de costos que se basa en varios años de práctica.

La tabla 12.1. presenta los índices de la Agencia de Protección Ambiental (USEPA) desde 1975 hasta 1987. Si bien se les considera adecuados para uso general, pueden necesitar modificaciones o ajustes con base en la experiencia u otros factores aplicables al país para el cual se estén preparando las estimaciones.

Tabla 12.1. Índices de Costos de Construcción y Operación/Mantenimiento de Plantas de tratamiento de Aguas Residuales según la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos. (USEPA, 1989)

Año	Construcción (a)	Oper/Mant (b)
1975	250	1.88
1976	262	2.03
1977 (cuarto trimestre)	-	2.24
1977 (anual)	278	2.18
1978 (cuarto trimestre)	314	-
1978 (anual)	305	2.35
1979	335	2.59
1980	365	2.94
1981	398	3.28
1982	422	3.50(c)
1983	421	3.56(d)
1984	416	3.69(d)
1985	413	3.83(d)
1986	403	3.78(d)
1987	493(e)	3.82(e)

(a) 1957-1959 =100

(b) 1967 = 1.00

(c) Promedio de los primeros 3 trimestres

(d) Promedio del primer y tercer trimestre

(e) Promedio del primer trimestre

Los costos pueden ser actualizados utilizando la 223  
siguiente fórmula :

$$\text{Costo en el nuevo año base} = \text{Costo en el año base antiguo} \times \frac{\text{Indice del nuevo año base.}}{\text{Indice en el año base antiguo}}$$

#### 12.1. Costos de Construcción.

En el anexo (12.3) se presenta en forma gráfica información que puede ser utilizada para estimar costos de construcción de procesos completos (Trenes). Los valores del caudal, en los cuales se basan estas curvas, deben establecerse sobre la base de los niveles de consumo de agua del país específico.

Las curvas de costos consideran solo los costos de construcción. Los otros costos generalmente equivaldrán a un 25% del costo total de construcción, en promedio, y deberán añadirse al total para calcular el costo final del proyecto. (USEPA, 1989)

Los costos no considerados en la construcción incluyen administración, servicios legales, servicios de arquitectura/ingeniería, inspecciones e imprevistos.

#### 12.2. Costos de operación y mantenimiento.

En la tabla 12.2 se presenta información que puede ser utilizada para estimar los costos de operación y mantenimiento durante la vida útil de las instalaciones de tratamiento.

Tabla 12.2. Costo promedio de operación (dólares/Mm<sup>3</sup>). a/ b/

Q=f(Q diseño)	AE	FP	LA	CBR	LAG	RA
Según lo Proyectado (90-110%)	0.030	0.020	0.048	0.025	0.009	0.035
<p>a/ Los valores que aparecen en este cuadro fueron calculados mediante la siguiente ecuación :</p> $\text{Dólares por Mm}^3 \text{ tratado anualmente} = \frac{\text{Costo total anual de O\&M en dólares}}{\text{Caudal Presente (m}^3\text{/d)} * 365}$						
<p>b/ Costos reajustados a dólares del Cuarto trimestre de 1977.</p>						

La información se basa en estudios de la USEPA llevados a cabo en plantas en funcionamiento durante el período de 1973 a 1977 y publicados en mayo de 1978.

La USEPA también desarrolló una serie de relaciones empíricas para la estimación del número de personal requerido para operar y mantener las plantas de tratamiento, tomando como base los caudales promedios diarios y los tipos de tratamiento. Las fórmulas indicadas a continuación permiten obtener una cifra aproximada de la cantidad de personal. (USEPA, 1989)

Tratamiento primario :  $S = (2.38E-4 Q) + 3.25$

Filtros percoladores :  $S = (3.14E-4 Q) + 2.59$

Lodos activados :  $S = (5.13E-4 Q) + 2.38$

Tratamiento avanzado :  $S = (3.33E-4 Q) + 5.48$

donde :

S = El número de personas para las instalaciones de  
tratamiento.

Q = Caudal promedio en m<sup>3</sup>/d.

### 12.3 Anexo

#### FACTORES DE CORRECCION

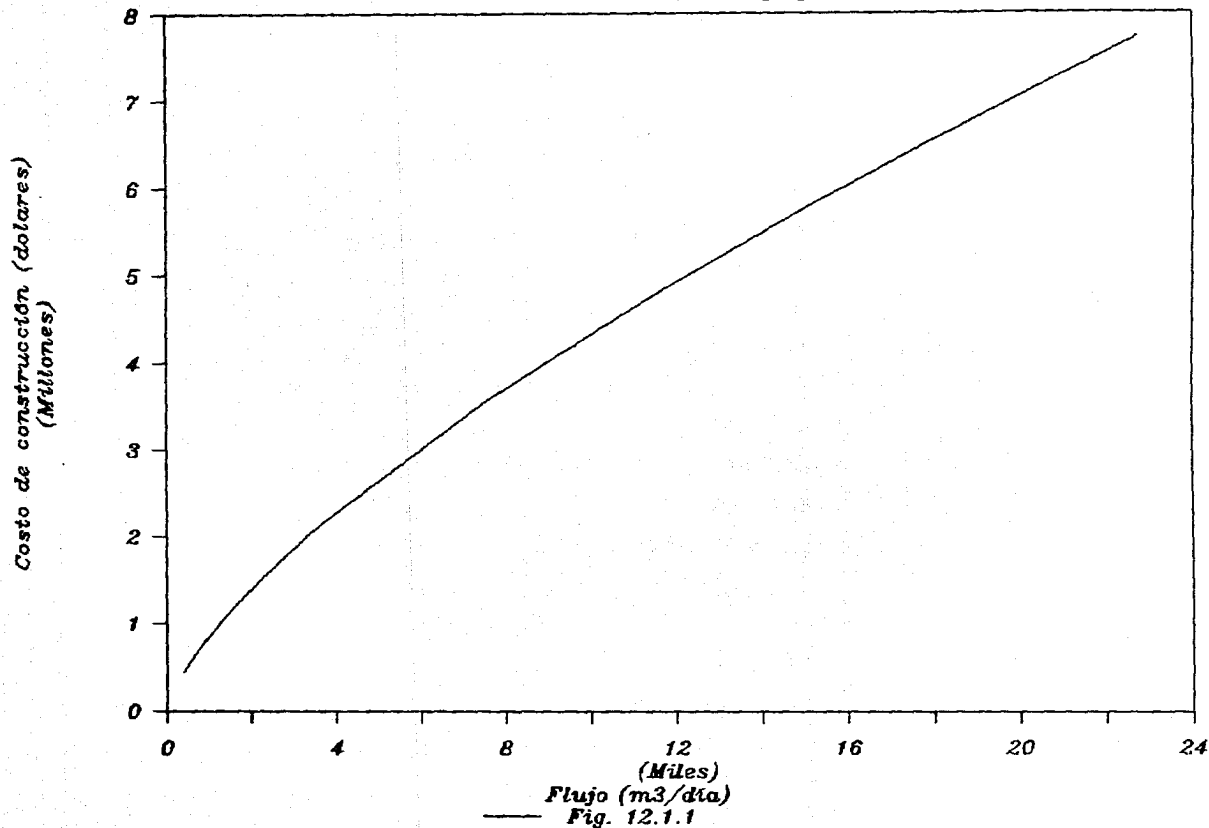
PAG 224, TABLA 12.2, Costo promedio de operación en dolares por Mm3 (miles de m3) del Reactor Anaerobio (RA), dice 0.035 y debe decir 0.0144.

Factores de corrección del anexo 12.3

Fig	Factor	
12.1.1	0.5	Multiplicar la lectura realizada de costo de construcción por el factor correspondiente.
12.1.2	0.5	
12.2	0.5	
12.3.1	0.5	
12.3.2	0.5	
12.6	1.5	

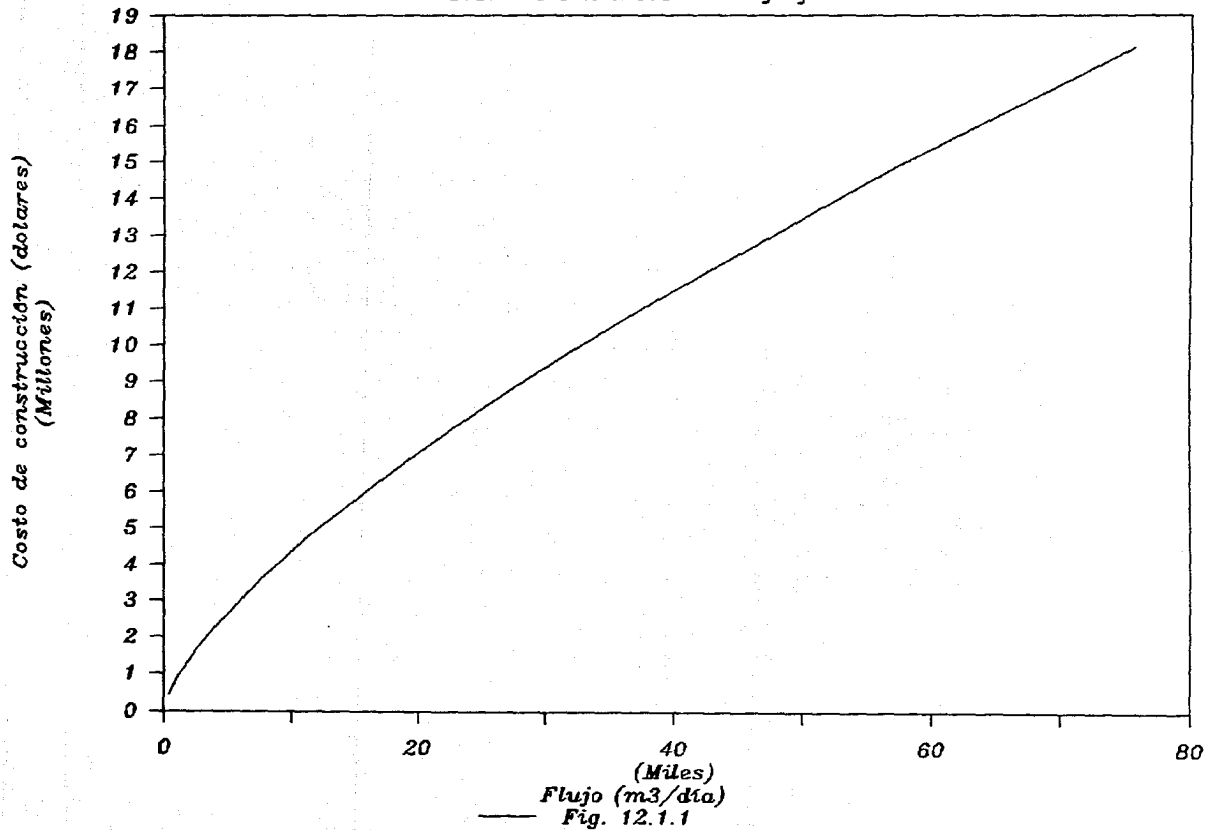
# Lodos activados (mezclado completo)

Costo de construcción vs. flujo



# Lodos activados (mezclado completo)

Costo de construcción vs. flujo





# Aireación extendida

Costo de construcción vs. flujo

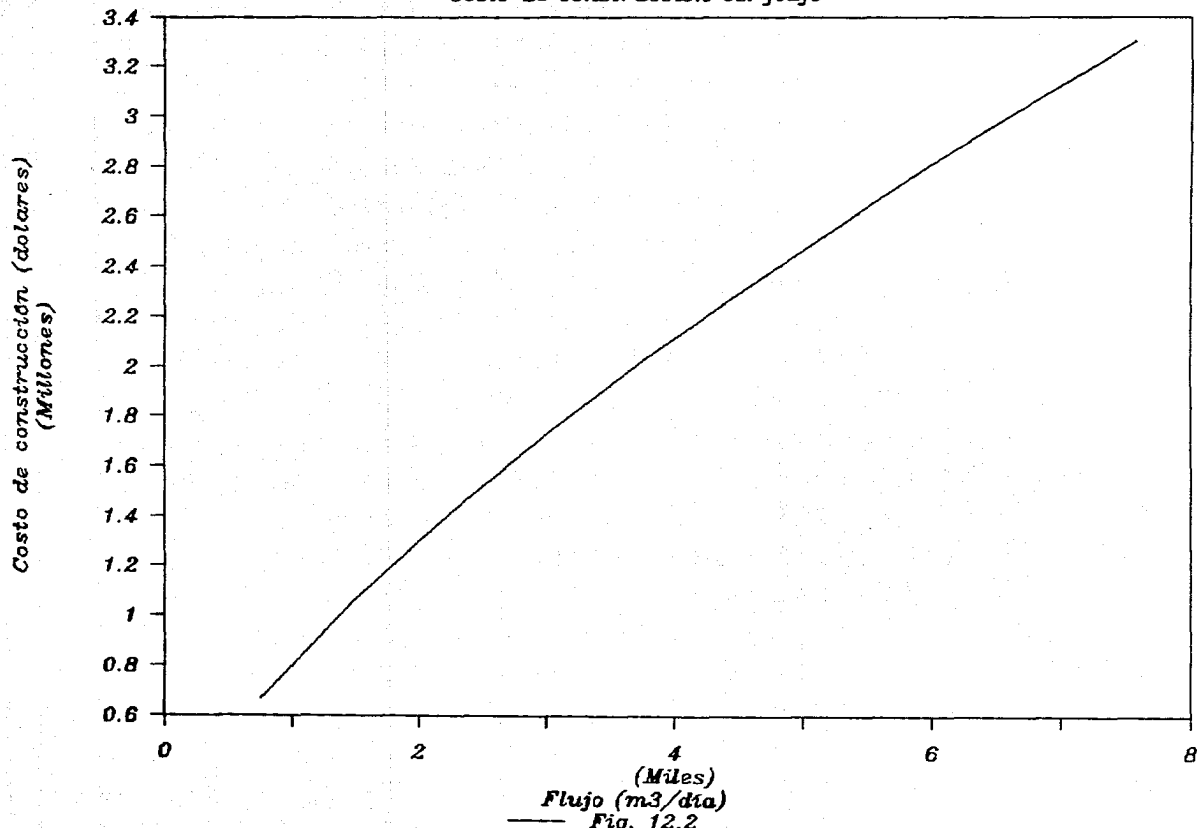


Fig. 12.2

# Filtro percolador

Costo de construcción vs. flujo

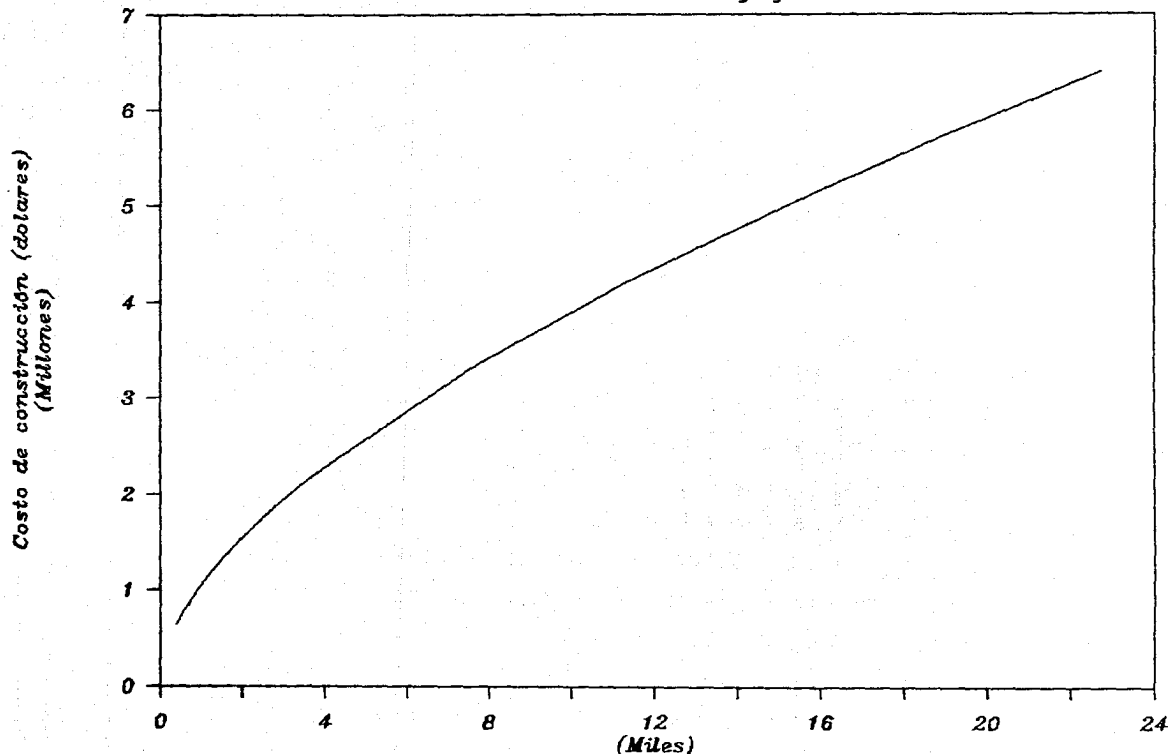


Fig. 12.3.1

# Filtro percolador

Costo de construcción vs. flujo

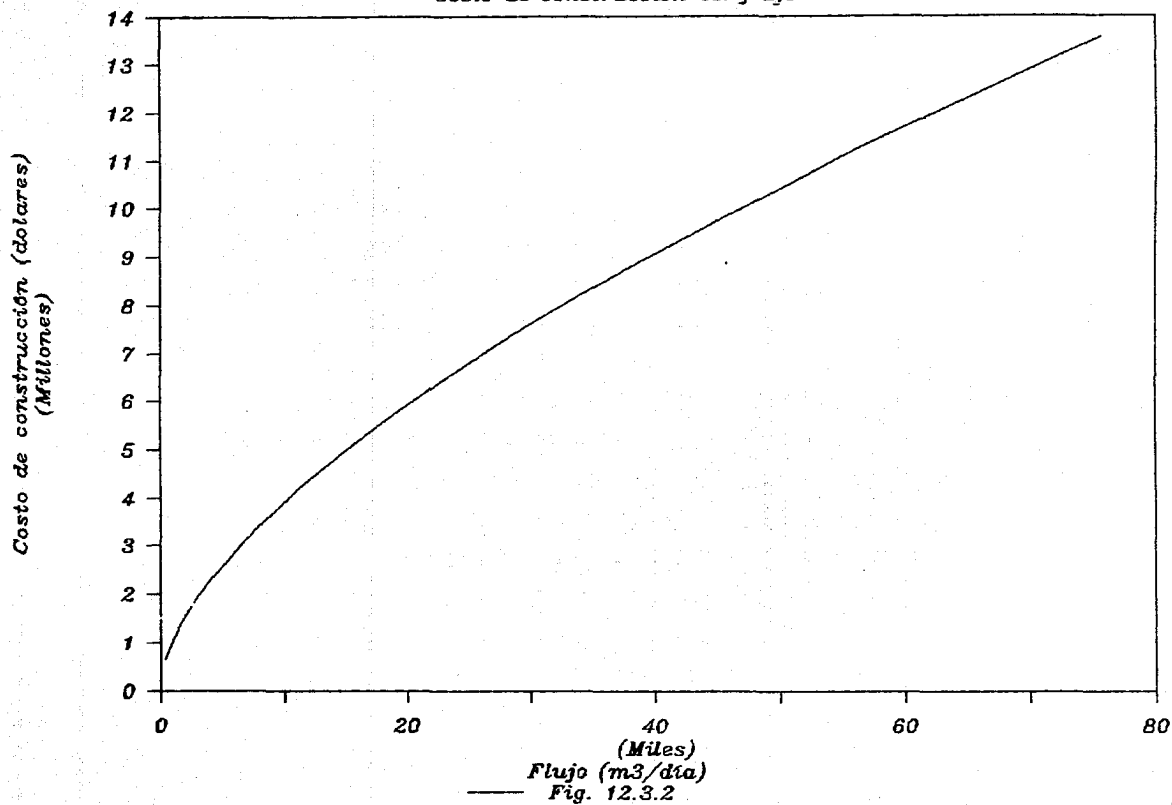
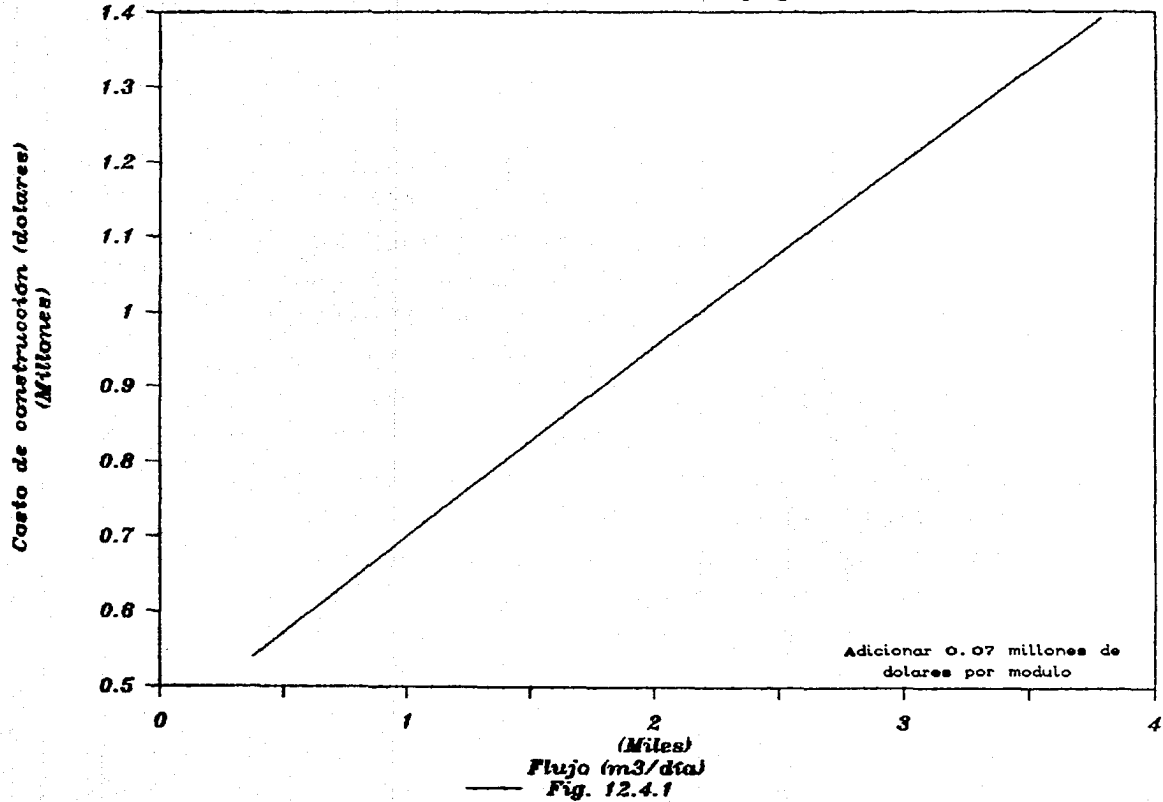


Fig. 12.3.2

# Contactor biológico rotatorio

Costo de construcción vs. flujo



# Contactor biológico rotatorio

Costo de construcción vs. flujo

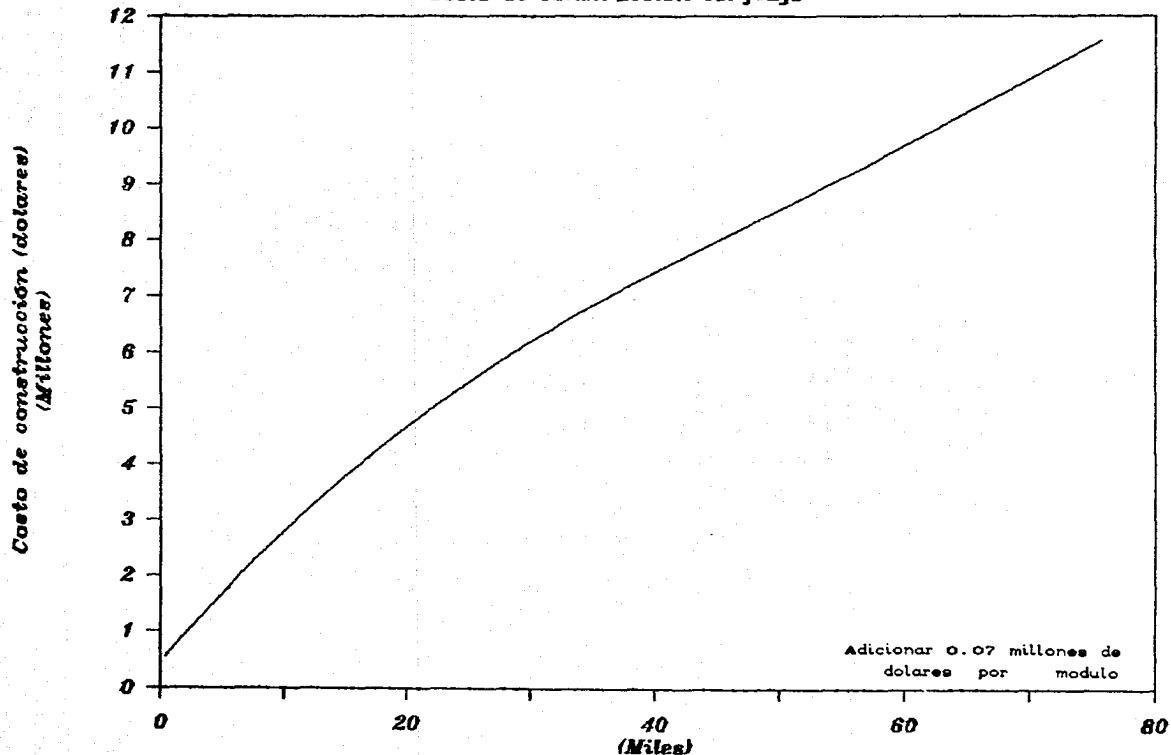
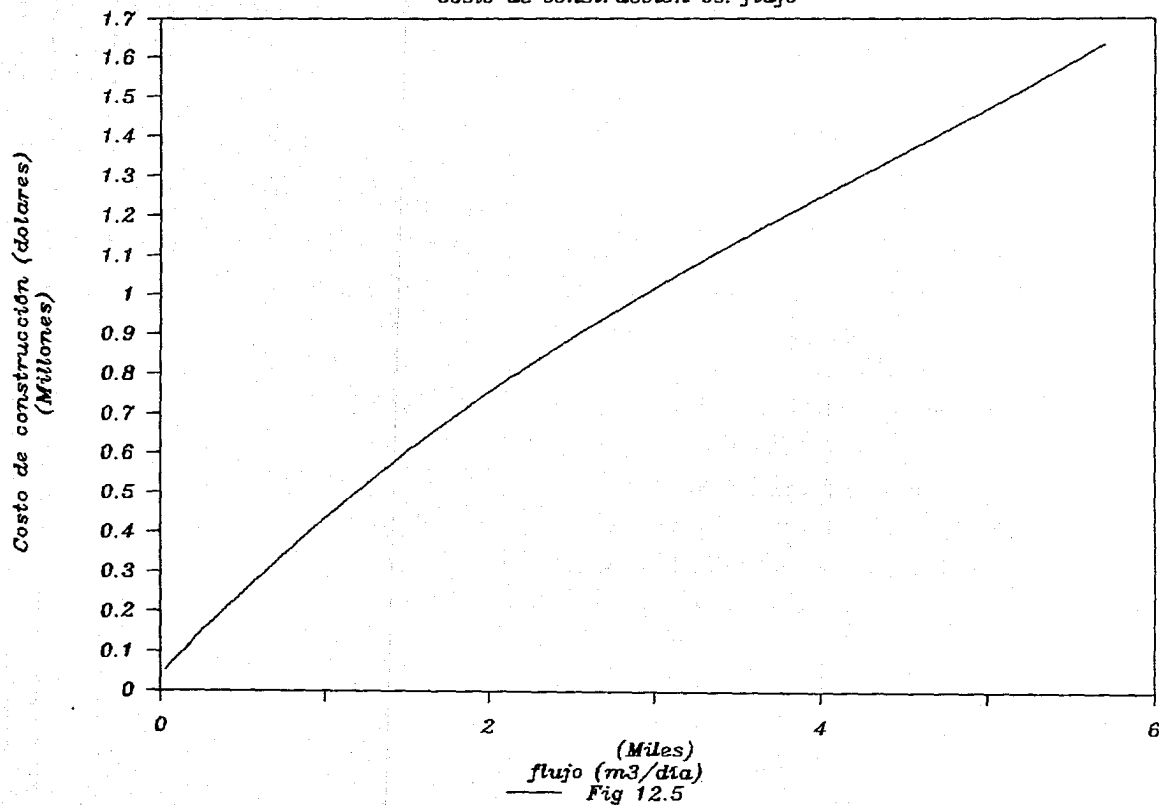


Fig. 12.4.2

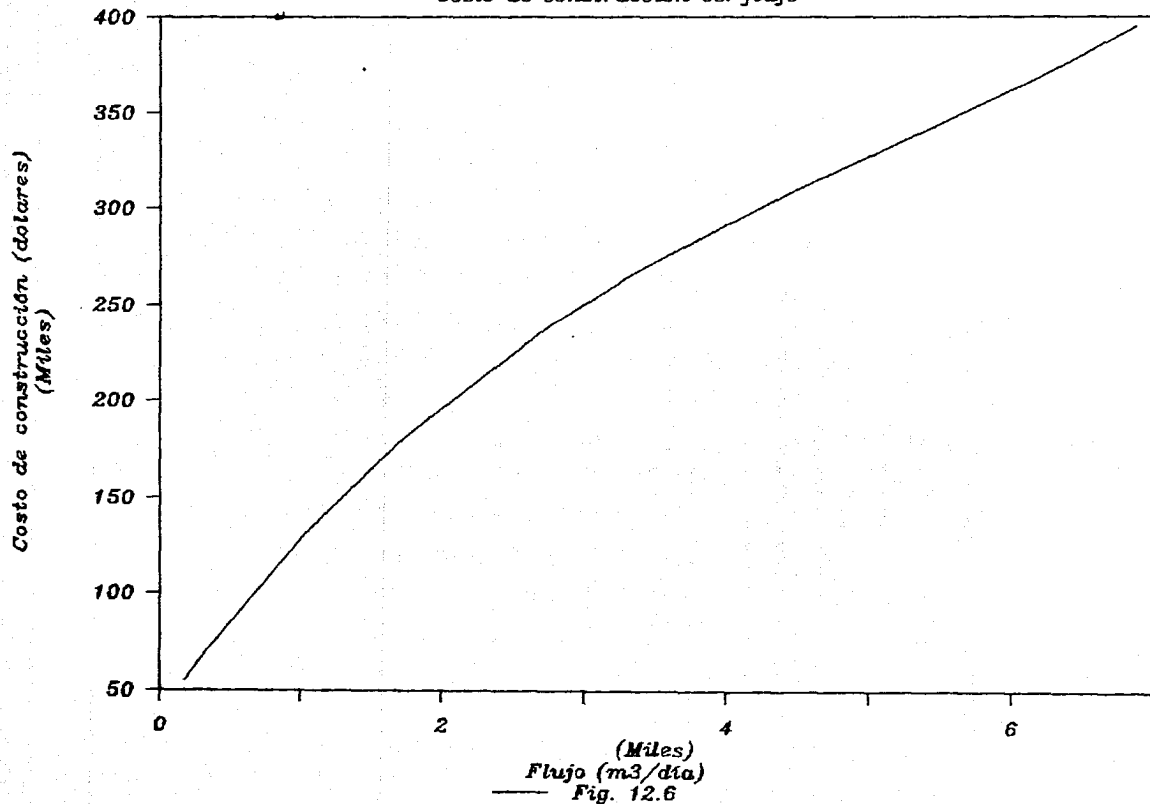
# Lagunas de Estabilización

Costo de construcción vs. flujo



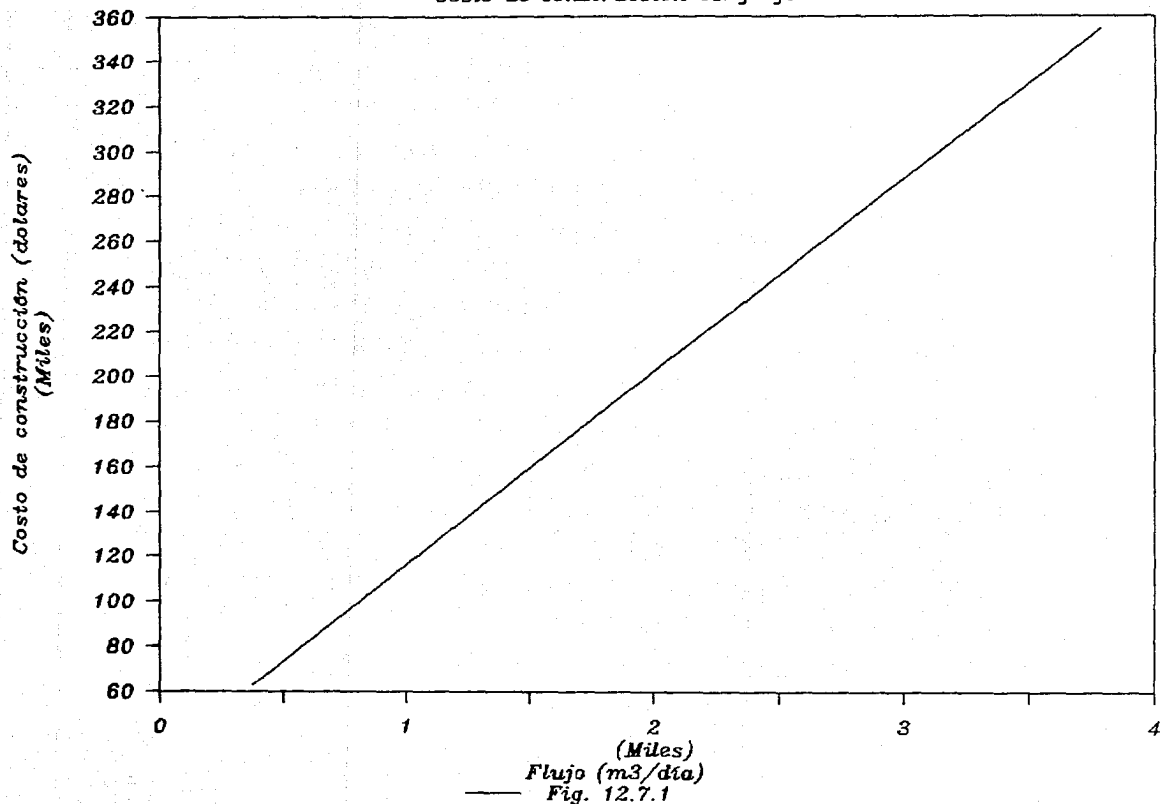
# Reactor anaerobio de lecho de lodos

Costo de construcción vs. flujo



# Digestor anaerobio (alta tasa)

Costo de construcción vs. flujo





# Digestor anaerobio (alta tasa)

Costo de construcción vs. flujo

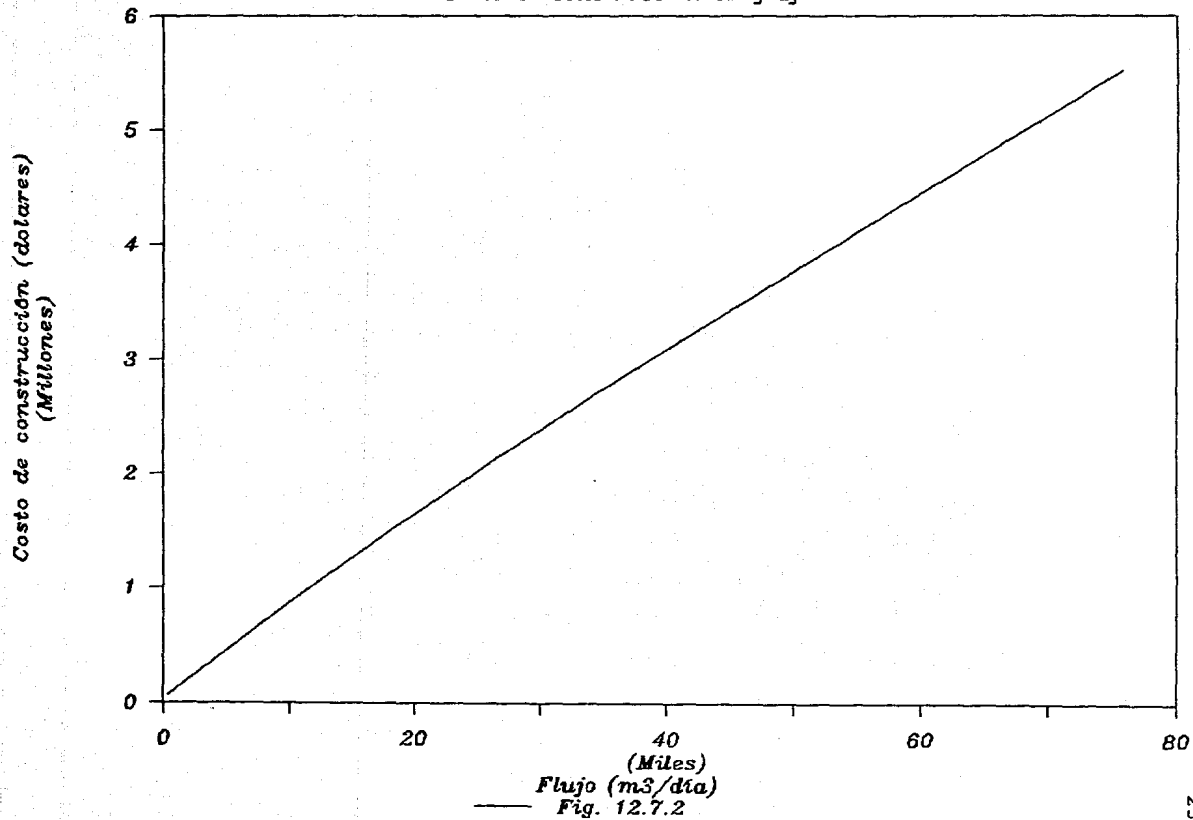


Fig. 12.7.2

- ARNAUD H.R. / "Evaluación de proyectos con énfasis en :  
Objetivos del proyecto, papel del funanciamiento, análisis de  
sensibilidad e implicaciones de una economía inflacionaria."  
/ Facultad de Química, UNAM / 1986 / Sin publicar.
- AZEVEDO N.J.M. y Acosta A.G. / "Manual de hidráulica" / Ed.  
Harla / 1976
- BENEFIELD D.L. & Randall W.C. / "Biological Process Design for  
Wastewater Treatment / Prentice-Hall, Inc. / 1980
- BOLLMAN H.A. y Mansur A.M. / "Evaluación de la aplicación de  
reactores anaerobios de flujo ascendente en tratamiento de  
desechos domésticos en pequeñas comunidades" / Manual del  
curso Tratamiento anaerobio de aguas residuales microbiología  
y bioquímica / Universidad de Antioquía, Facultad de  
Ingeniería Sanitaria / Medellín-Colombia / 1988
- BRUCE M.A. / "Sewage stabilisation and disinfection" / Water  
Research Centre / England, 1984
- CAIRNCROSS S. & Feachem G.R. / "Environmental Health  
Engineering in the tropics" / Wiley & Sons / 1983
- CHAPRA C.S. & Canale P.R. / "Métodos numéricos para ingenieros  
con aplicaciones a computadoras personales" / McGraw-Hill /  
1989

- ECKENFELDER W.W. & Ford D.L. / "Water pollution control" / Pergamon Press / 1970
- ECKENFELDER W.W. & O'Connor J.D. / "Biological waste treatment" / Pergamon Press / 1961
- ECKENFELDER W.W. (1963) / "Trickling filtration design and performance" / Transactions, ASCE, vol. 128, parte III, pp. 371-398.
- EPA / "Wastewater treatment facilities for sewered small communities. Process Design Manual" / United States Environmental Protection Agency / 1977
- ESCRITT L.B. & Hawarth D.W. / "Sewerage and sewage treatment" / J. Wiley / 1984
- GANCZARCYK J.J. / "Activated sludge process" / Marce Kekker Inc. / New York and Basel / 1983
- LETTINGA G., de Zeew W.J., Hulshoff Pol L.W., Hobma S.W., Grin P.C., Wiegant W.M., van Velsen A.F.M., Koster I.W. (1982) / "Anaerobic wastewater treatment using the UASB treatment process" / Memorias del simposio Avances en digestión anaerobia Curso regional de la OEA : Combustibles por fermentación / UAM-I / ICAITIC / México

- MANSUR A.M. (1985) / "Tratamiento de aguas residuales en reactores anaerobios de flujo ascendente, en manto de lodos" / Lima, OPS / Cepis, Junio
  
- MANSUR A.M. / "Reactores anaerobios de flujo ascendente en manto - Detalles constructivos" / Manual del curso tratamiento anaerobio de aguas residuales microbiología y bioquímica / Universidad de Antioquía, Facultad de Ingeniería Dpto de Ingeniería Sanitaria / Medellín-Colombia / 1988
  
- MARA D.D. / "Sewage treatment in hot climates" / j. Wiley & Sons / 1976
  
- METCALF & EDDY, INC. / "Wastewater engineering Collection, treatment, disposal" / McGraw-Hill book Company / 1a. edición / 1972
  
- METCALF & EDDY, INC. / "Wastewater engineering : Treatment disposal reuse" / 2a. edición / 1979
  
- MEMORIAS : Taller sobre experiencias con UASB en Colombia / Universidad del Valle-Facultad de Ingeniería-Dpto. de procesos químicos y biológicos, Sección de Saneamiento Ambiental / Santiago de Calí, marzo 1986
  
- MORENO P.C. / "Apuntes del curso intensivo de Basic" / Facultad de Química, UNAM / Dpto. de Matemáticas, Laboratorio de computación / 1989

- NOYOLA R.A. (1986) / "Digestión anaerobia aplicada al tratamiento de aguas residuales a nivel individual y semicolectivo en los límites del deterioro ambiental" / Memorias del V Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental / Puebla, 1986 / pag. 131-135
- NOYOLA R.A., Guyot J.P. y Monroy O. (1988) / "Comparación experimental de dos tipos de reactores anaerobios avanzados" / Memorias del I Simposio Nacional sobre Ingeniería Ambiental / Instituto de Ingeniería, UNAM / México / pag. 179-197
- NOYOLA R.A. (1989) / "Los procesos anaerobios en el tratamiento de aguas residuales" / I seminario Internacional sobre biotecnología en la agroindustria cafetalera. / IMECAFE - ORSTOM Francia - UAM-I / Jalapa, Ver.
- NOYOLA R.A. (1990) / "Ingeniería básica de la planta anaerobia de tratamiento de aguas residuales "El Orito" Zacatecas, Zac." / Instituto de Ingeniería, UNAM / Elaborado para : Junta intermunicipal de agua potable y alcantarillado de Zacatecas (JIPAZ), Proyecto 0323, pp. 74-100
- QASIM S.R. / "Wastewater treatment plants" / Holt, Rinehart and Winston / New York / 1985
- RAMALHO S.R. / "Introduction to wastewater treatment processes" / Academic press / 1983

- Reynolds D.T. / "Unit operations and processes in environmental engineering" / Brooks Cole Engineering Division / 1982
  
- SIMON A.L. / "Hidráulica práctica" / Ed. Limusa / 1986
  
- SPEECE R. (1983) / "Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment" / Environmental Science and Technology, vol. 17, pp 416a-427A
  
- USEPA / "Control de la contaminación el agua" / Guías para la planificación y financiamiento de proyectos / Palange C.R. y Zavala A. / Documento del Banco Mundial No. 73 S / 1989
  
- WHITE A.J., Agee H.M. & Case E.K. / "Técnicas de análisis Económico en Ingeniería" / Ed. Limusa / 1977
  
- WINKLER A.M. / "Tratamiento biológico de aguas de desecho" / Ed. Limusa / 1986