



**MINISTERIO DE ECONOMIA Y OBRAS Y SERVICIOS PUBLICOS  
SECRETARIA DE OBRAS PUBLICAS Y COMUNICACIONES**

**CONSEJO FEDERAL DE AGUA POTABLE Y SANEAMIENTO**

**NORMAS DE ESTUDIO  
CRITERIOS DE DISEÑO  
Y PRESENTACION DE PROYECTOS  
DE DESAGÜES CLOACALES  
PARA LOCALIDADES DE HASTA 30.000 HABITANTES**

**FUNDAMENTACION DE NORMAS**

**Volumen VI**

**1993**

## INDICE GENERAL

### 1.- PRESENTACION DE PROYECTOS

### 2.- PARAMETROS DE DISEÑO

- 2.1.- Población
- 2.2.- Períodos de Diseño
- 2.3.- Caudales
- 2.4.- Economicidad del Proyecto
- 2.5.- Bibliografía

### 3.- ESTUDIOS ESPECIALES PARA DEFINIR EL TIPO DE SERVICIO

- 3.1.- Introducción
- 3.2.- Vías de Transmisión de los Agentes Patógenos
- 3.3.- Caracterización de los Agentes Patógenos
- 3.4.- El Proceso Infectante
- 3.5.- Antecedentes Nacionales
- 3.6.- Experiencias en Distintos Países
- 3.7.- Justificación de las Normas Propuestas para el Estudio de las Comunidades Incorporadas al Programa
- 3.8.- Bibliografía

### 4.- ESTUDIOS TOPOGRAFICOS

- 4.1.- Introducción
- 4.2.- Aspectos Generales
- 4.3.- Estudios Globales
- 4.4.- Estudios sobre el Area a Sancar
- 4.5.- Batimetría
- 4.6.- Estudios de Detalle
- 4.7.- Trabajos de Mensura y Afectaciones
- 4.8.- Bibliografía

### 5.- GEOTECNIA - MECANICA DE SUELOS Y FUNDACIONES

- 5.1.- Introducción
- 5.2.- Fundamentos
- 5.3.- Etapas de la Investigación
- 5.4.- Investigaciones Geotécnicas Complementarias
- 5.5.- Yacimientos y Fuentes de Provisión de Materiales de Construcción
- 5.6.- Cantidad de Investigaciones
- 5.7.- Informe Técnico
- 5.8.- Consideraciones Generales
- 5.9.- Normatización
- 5.10.- Bibliografía

## **6.- CUERPOS RECEPTORES**

- 6.1.- Cuerpos Receptores Superficiales
- 6.2.- Cuerpos Receptores Subterráneos
- 6.3.- Bibliografía

## **7.- SISTEMA DE DISPOSICION DE EXCRETAS**

- 7.1.- Fundamentos del Tratamiento Intradomiciliario
  - 7.2.- Letrinas sin Arrastre Hidráulico
  - 7.3.- Sistemas Mínimos con Arrastre Hidráulico
  - 7.4.- Cámaras Sépticas
  - 7.5.- Disposición Final del Efluente
- Anexo:  
Propuesta de Reglamento de Instalaciones Sanitarias Domiciliarias

## **8.- REDES COLECTORAS**

- 8.1.- Cálculo Hidráulico de Colectores Cloacales
  - 8.2.- Cálculo Estructural de Caños
  - 8.3.- Sistemas de Redes Cloacales
  - 8.4.- Operación y Mantenimiento de Redes
- Anexos:  
8.A.-Fundamentos de la Hidráulica de los Esguimientos Unidimensionales  
8.B.-Movimientos Variados a Superficie Libre  
8.C.-Teoría del Cálculo Estructural de Cañerías  
8.D.-Proyecto de Agregado a la Norma IRAM N° 11.513  
Relativa a "Caños de Hormigón Simple para Cloacas"

## **9.- CONDUCCIONES DE IMPULSION**

- 9.1.- Introducción
- 9.2.- Altura Manométrica
- 9.3.- Determinación del Diámetro más Económico en Impulsiones
- 9.4.- Golpe de Ariete en Impulsiones
- 9.5.- Problemática Originada en el Aire en Conducciones a Presión

## **10.- ESTACIONES DE BOMBEO**

- 10.1.- Generalidades
- 10.2.- Obras Civiles
- 10.3.- Instalaciones de Aspiración e Impulsión
- 10.4.- Instalaciones Electromecánicas y Obras Civiles Complementarias
- 10.5.- Volumen de la Cámara de Aspiración
- 10.6.- Descripción y Tipo de Bombas
- 10.7.- Selección de la Bomba

## **11.- TRATAMIENTO**

- 11.1.- Selección de Tratamiento
- 11.2.- Rejas
- 11.3.- Desarenadores
- 11.4.- Sedimentadores
- 11.5.- Tanques Imhoff
- 11.6.- Tratamientos Anaeróbicos

- 11.7.- Lechos Percoladores
- 11.8.- Lodos Activados
- 11.9.- Zanjas de Oxidación
- 11.10.- Lagunas de Estabilización
- 11.11.- Reuso del Líquido Tratado para la Agricultura
- 11.12.- Recarga de Acuíferos
- 11.13.- Tratamientos Terciarios de Efluentes
- 11.14.- Tratamientos Electrolíticos
- 11.15.- Tratamiento sobre el Terreno
- 11.16.- Tratamiento y Disposición de Lodos
- 11.17.- Desinfección
- 11.18.- Transferencia de Oxígeno
- 11.19.- Bibliografía

## **12.- ESTRUCTURAS**

- 12.1.- Objeto
- 12.2.- Alcance
- 12.3.- Reglamentos y Normas de Aplicación
- 12.4.- Dificultades de Interpretación
- 12.5.- Simbología - Notación
- 12.6.- Proyecto de las Estructuras
- 12.7.- Dirección de la Obra
- 12.8.- Construcción de las Estructuras
- 12.9.- Cálculo de los Recipientes Cilíndricos
- 12.10.- Cálculo de los Recipientes Prismáticos
- 12.11.- Ejemplos

## **13.- INSTALACIONES ELECTRICAS**

- 13.1.- Objeto
- 13.2.- Alcance
- 13.3.- Proyecto
- 13.4.- Provisión de Equipos
- 13.5.- Operatividad, Arranque de Motores
- 13.6.- Estudio de Protecciones
- 13.7.- Especificación Técnica de Cables
- 13.8.- Canalizaciones Eléctricas con Caños
- 13.9.- Canalizaciones con Bandejas
- 13.10.- Iluminación Interior
- 13.11.- Iluminación de Emergencia
- 13.12.- Iluminación Exterior

## **14.- IMPACTO AMBIENTAL**

- 14.1.- Objetivos
- 14.2.- Generalidades sobre Impacto Ambiental
- 14.3.- Generalidades sobre Ordenamiento Ambiental
- 14.4.- Requerimiento de Evaluación
- 14.5.- Listado de Variables Consideradas para la Evaluación de Calidad del Medio Ambiente (según Canter y Hill)
- 14.6.- Bibliografía



Anexo:

Procedimientos para Clasificar y Evaluar Impactos Ambientales  
en las Operaciones del Banco

**15.- ASPECTOS DE LA OPERACION Y MANTENIMIENTO VINCULADOS  
CON EL PROYECTO**

- 15.1.- Proyecto, Operación y Mantenimiento
- 15.2.- Otros Aspectos que deberá Contemplar el Proyectista
- 15.3.- Necesidad de los Manuales
- 15.4.- Responsable de la Confección de los Manuales
- 15.5.- Manual de Operación
- 15.6.- Manual de Mantenimiento
- 15.7.- Planos Conforme a Obra
- 15.8.- Plazo de Entrega de los Manuales

## VOLUMEN VI

### 11.- TRATAMIENTOS

- 11.8.- Lodos Activados
- 11.9.- Zanjas de Oxidación
- 11.10.- Lagunas de Estabilización
- 11.11.- Reuso del Líquido Tratado para la Agricultura
- 11.12.- Recarga de Acuíferos
- 11.13.- Tratamientos Terciarios de Efluentes

## 11.8.- LODOS ACTIVADOS

### 11.8.1.- Consideraciones Generales

Se define como lodos activados, al proceso biológico aeróbico de flujo continuo, caracterizado por una masa de microorganismos en suspensión que se mantiene relativamente homogénea por efecto de una turbulencia y mezcla inducida en coincidencia con la incorporación de oxígeno.

La mezcla del desecho, líquido cloacal, (alimento) y el lodo recirculado (biomasa activa) es agitada y mezclada en tanques de aeración (reactores) para formar el licor mezclado dentro de los mismos.

El lodo recirculado proviene de los sólidos depositados en las tolvas de sedimentadores secundarios. En todos los casos, se considera el tanque de aeración y el sedimentador como una sola unidad operacional.

La edad de lodo o tiempo que permanecen los microorganismos activos en el sistema, debe ser compatible con la reducción esperada de materia orgánica. La masa de esos microorganismos no debe ser inferior a un mínimo requerido para asimilarla, pero no mayor a un máximo, a partir del cual se produce la proliferación de bacterias filamentosas que son difíciles de sedimentar. A mayor edad de lodo se tendrá una mayor eficiencia en reducción orgánica y viceversa.

La edad del lodo es regulada mediante la recirculación hacia el reactor del lodo activado depositado en el sedimentador secundario.

Las etapas esenciales del proceso de lodos activados (Figura 11.8.1) son:

- 1 - Etapa de contacto, adsorción o floculación del agua residual y el lodo activado.
- 2 - Etapa de aeración que mantiene aeróbico y en suspensión el licor mezclado. Ambas etapas se realizan en forma simultánea dentro del reactor, salvo la variante del proceso de contacto - estabilización que se realiza en tanques separados.
- 3 - Etapa de separación de la fase sólida (lodo activado) y la fase líquida (efluente tratado) del licor mezclado, la que se realiza en el sedimentador secundario.
- 4 - Etapa de recirculación, haciendo retornar el lodo activado depositado en la tolva del sedimentador secundario, al afluente del reactor.

5 - Etapa de disposición del lodo activado en exceso del circuito a fin de mantener el equilibrio de la biomasa.

En una planta de tratamiento se tienen tres procesos u operaciones unitarias: sedimentación primaria, aeración y sedimentación secundaria.

Los dos últimos son esencialmente necesarios; en cambio la sedimentación primaria no es imprescindible y en variantes del proceso como la aeración prolongada y zanjas de oxidación no se la incluye.

Además de los tratamientos primario y biológico (secundario), la planta debe tener el pretratamiento o tratamiento preliminar. En el mismo se remueven los sólidos (gruesos y finos, pesados y flotantes), a fin de no perturbar los procesos que le siguen.

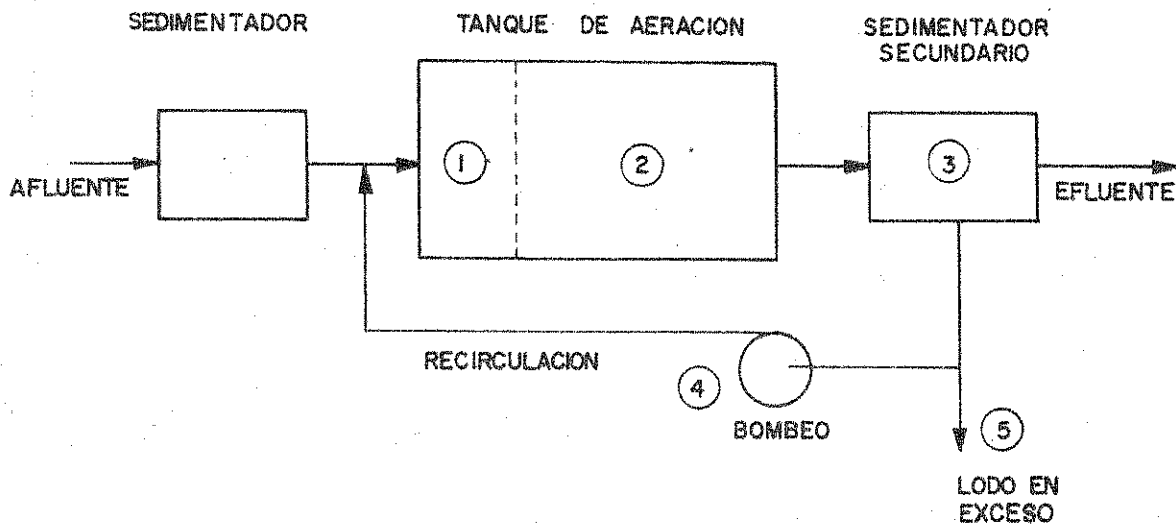


Figura 11.8.1

Las correlaciones y modelos que se describen más adelante permitirán dimensionar los aspectos básicos del tratamiento biológico. Los mismos son:

- Volumen líquido de los tanques de aeración o reactores.
- Producción de sólidos del proceso (sólidos en exceso) para su disposición (espesamiento, secado y extracción).
- Requerimiento de oxígeno en el proceso a fin de dimensionar los equipos de aeración necesarios.
- Diseño de la sedimentación secundaria, incluyendo la recirculación.

### 11.8.2.- Cinética del Proceso

#### 11.8.2.1.- Variables que intervienen en el proceso

Para plantear el estudio de la cinética del proceso se recurre a la figura 11.8.2. El significado de las diferentes variables que intervienen se describen a continuación:

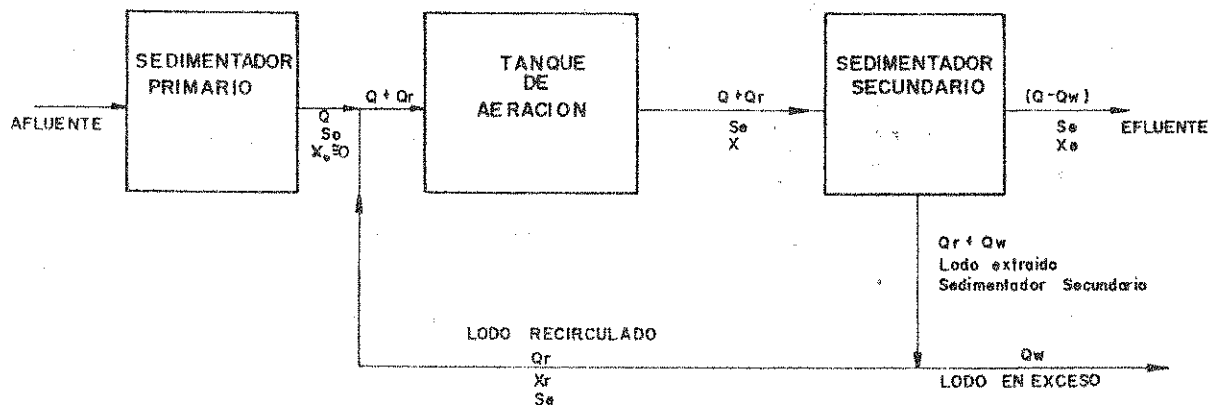


Figura Nº 11.8.2

Diagrama de Flujo de Lodos Activados

- $V$  = volumen del tanque de aeración
- $Q$  = Caudal que ingresa a la Planta de Tratamiento = idem al tanque de aeración
- $Q_r$  = caudal de recirculación
- $Q_w$  = caudal de lodos en exceso
- $Q - Q_w$  = caudal efluente del sedimentador secundario
- $r$  =  $Q_r / Q$  = relación de recirculación
- $S_0$  = concentración de DBO total que ingresa al sistema
- $S_e$  = concentración de DBO soluble en el tanque de aeración y en el efluente del sedimentador secundario

- $X$  = concentración de sólidos suspendidos en el tanque de aeración
- $X_r$  = concentración de sólidos suspendidos en la línea de recirculación y del lodo en exceso
- $X_o$  = concentración de sólidos suspendidos en el caudal afluyente al tanque de aeración.
- $X_c$  = concentración de sólidos suspendidos del efluente del sedimentador secundario
- $X$  = crecimiento del lodo en el tanque de aeración

Para los modelos racionales de diseño se adopta la concentración de sólidos suspendidos volátiles ( $X_v$ ;  $X_{rv}$ ;  $X_{ov}$ ;  $X_{cv}$ ) y la de los totales ( $X$ ;  $X_r$ ;  $X_o$ ;  $X_c$ ) para el método empírico.

#### 11.8.2.2.- Desarrollo del lodo biológico (flóculo) en el proceso

La acción de los microorganismos sobre la materia orgánica se visualiza en la figura 11.8.3, en donde existen dos curvas.

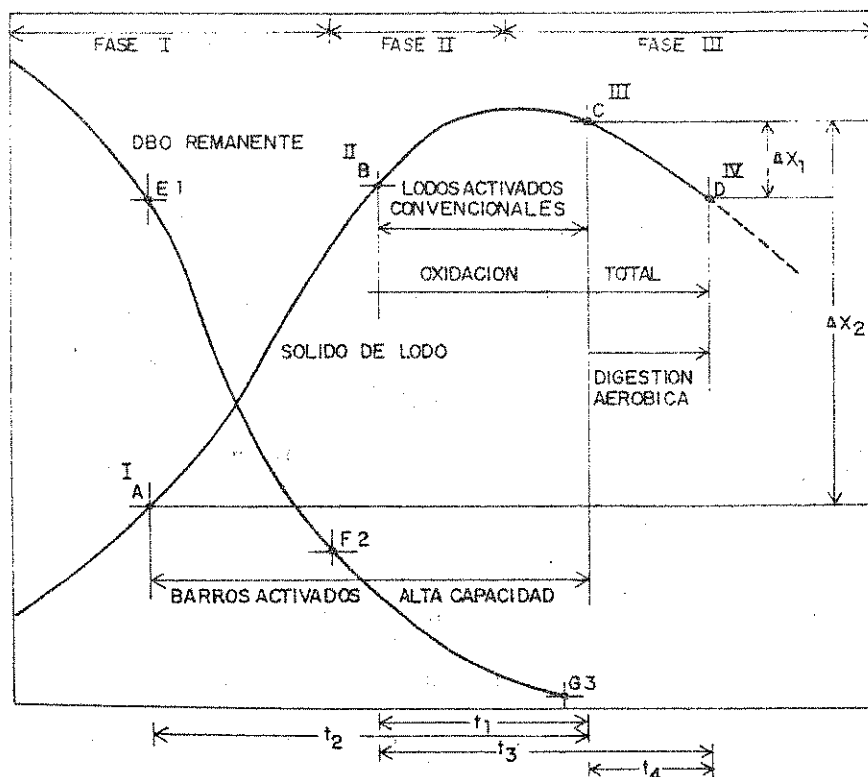


Figura 11.8.3

Una representa el crecimiento y distribución de los microorganismos (lodo o flóculo biológico) producidos en el proceso (curva I - II - III y IV). La restante curva corresponde a la reducción de la DBO del sistema (curva 1, 2 y 3 de DBO remanente).

Existen tres fases diferenciadas en el proceso:

1) Fase de crecimiento logarítmico (I - II):

Hay abundancia de alimento a disposición de los microorganismos.

2) Fase de crecimiento declinante (II - III):

En esta fase se termina el alimento por ello la producción de microorganismos decae.

3) Fase de respiración endógena (III - IV):

Ocurre una autooxidación provocada por la falta de alimento, con destrucción de células de microorganismos y una sucesión de nuevas especies.

Así, la materia orgánica es degradada por los microorganismos, sintetizando nuevas células que son después utilizadas como alimento por los propios microorganismos.

Los procesos convencionales de lodos activados actúan en la franja II - III de la curva "concentración de sólidos volátiles  $X_v$  en función del tiempo  $t$ ". En esa franja para el período correspondiente de tiempo  $t_1$ , se producen una acumulación de lodos  $\Delta X_1$ .

En aeración prolongada el período  $t_1$  se incrementa en el lapso  $t_4$ , o sea un período total  $t_3 = t_1 + t_4$  que corresponde a la franja II - IV de la curva. En ese período el lodo producido  $\Delta X_1$  en la síntesis de nuevas células, es reducido en la respiración endógena o autorreducción de células viejas que se ocasiona en el tiempo  $t_4$  correspondiente a la franja III - IV.

En teoría el lodo  $\Delta X_1$  producido por síntesis de nuevas células en el período  $t_1$  de la franja II - III, es completamente reducido en el período  $t_4$  de la franja III - IV correspondiente a la respiración endógena o autorreducción de células viejas. O sea que en el proceso de aeración prolongada teóricamente no se tiene producción de lodos en exceso  $X$ .

En realidad la reducción de lodos biológicos durante la respiración endógena, es menor que  $\Delta X_1$ . La tasa de oxidación de lodos decrece con el tiempo y con la concentración de sólidos, pues varias sustancias celulares se oxidan diferentemente. Una parte de la materia celular es

altamente resistente a la oxidación, resultando una acumulación de esa materia no oxidada en el proceso, estimándose en un 25% de  $X_1$  la cantidad de lodo formado.

En la figura 11.8.3,  $\Delta X_2$  representa la cantidad de barro producida en el período  $t_2$  correspondiente a un proceso de barros activados de alta capacidad que corresponde a la variante de aeración modificada. En ésta se tiene un tanque de aeración de menor volumen que las restantes variantes. O sea que hay gran producción de lodos en exceso al ser mucho mayor el lodo producido en la síntesis que el autorreducido en la digestión endógena (digestión aeróbica).

El rango para la digestión aeróbica está comprendido entre III - IV para un período  $t_4$  donde se pretende estabilizar barros de un proceso de barros activados convencionales.

El coeficiente "a" permite calcular la fracción de la materia orgánica que se transforma por síntesis en nuevas células y el coeficiente "b" tiene en cuenta los microorganismos que serán destruidos en la fase de respiración endógena.

Una fracción "a'" de la materia orgánica a ser degradada será oxidada para producir energía en la fase de síntesis, siendo "b'" la cantidad de oxígeno que aporta la energía para la fase endógena.

La figura 11.8.4 ilustra la relación existente entre estos parámetros.

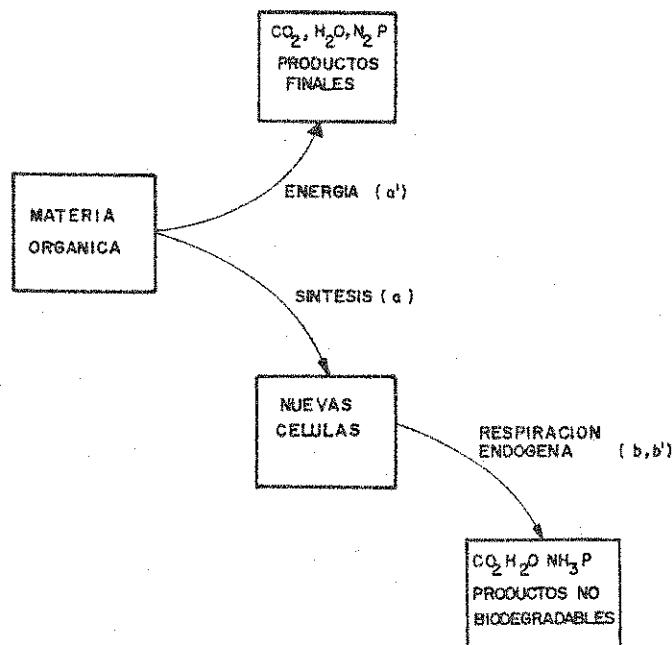


Figura 11.8.4



#### 11.8.2.3.- Remoción del sustrato

La degradación orgánica se cumple con una determinada ley de velocidad de remoción del sustrato (DBO, DQO ó COT).

Se puede considerar con buena aproximación que la velocidad de remoción del sustrato  $dS/dt$  obedece a una cinética de primer orden. Se tiene:

$$dS/dt = - K * S = \text{velocidad de remoción del sustrato (masa/volumen.día)}$$

El signo negativo significa que a medida que avanza el proceso disminuye la materia orgánica presente.

Donde:

$S$  = concentración orgánica en el reactor (masa/volumen).

$t$  = residencia hidráulica (tiempo)

$K = k * X_y$  = coeficiente de degradación orgánica = constante específica o neta de asimilación del sustrato ( $\text{tiempo}^{-1}$ ), siendo;

$k$  = constante global de asimilación del sustrato (volumen/masa-tiempo)

$X_y$  = concentración de microorganismos en el reactor (masa/volumen)

En consecuencia:

$$dS/dt = - k * X_y * S = \text{velocidad de remoción del sustrato}$$

En un reactor de flujo continuo, la concentración orgánica  $S$  en la masa líquida del mismo es igual a la correspondiente a la del efluente  $S_e$ .

#### 11.8.2.4.- Determinación de la constante global de asimilación del sustrato "k"

Para realizar un estudio de laboratorio con el objeto de determinar la constante cinética  $k$  del proceso se analiza las siguientes consideraciones (figura 11.8.5);

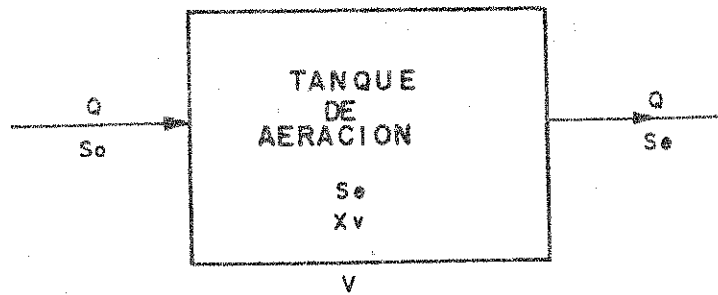


Figura 11.8.5  
Diagrama de Flujo

1 - El tiempo  $t$  permanece igual al tiempo de aeración:

$$dS/dt = -k * X_v * S$$

2 - El balance de masas del reactor en equilibrio continuo, suponiendo mezcla completa, será:

$$Q * S_0 - Q * S_e - k * X_v * S_e * V = 0$$

$$\frac{Q}{V} * \left( \frac{S_0 - S_e}{X_v} \right) = k * S_e$$

$$t = \frac{V}{Q} \text{ (tiempo de retención hidráulica del reactor)}$$

Se puede escribir:

$$\frac{(S_0 - S_e)}{X_v * t} = k * S_e$$

Algunos sustratos no son biodegradables (o no alcanzan a degradarse en el tiempo  $t$ ). Por lo tanto se tiene:

$$\frac{S_0 - S_e}{X_v * t} = k * (S_e - S_n)$$

Donde;  $S_n$  es la concentración de DBO no biodegradada.

Para desagües domésticos  $k$  varía entre 0,017 y 0,03 L/mg.d, pudiendo determinar el valor que toma este parámetro para un líquido determinado, realizando un ensayo de laboratorio. A tal efecto puede materializarse el diagrama de flujo indicado en la figura 11.8.5, de acuerdo a los esquemas de las figuras 11.8.8 y 11.8.9.

Los datos del ensayo se vuelcan en gráficos donde en el eje de las abscisas se colocan los valores de  $S$  y en ordenadas  $(S_o - S_e) / (X_v * t) = k * S_e$ .

Conociendo el valor de  $S_o = \text{cte.}$  para cada tiempo  $t$  se mide  $X_v$  y  $S_e$ , pudiendo así trazar las rectas que muestran las figuras 11.8.6 y 11.8.7, y determinar el valor de  $k$  y  $S_n$ .

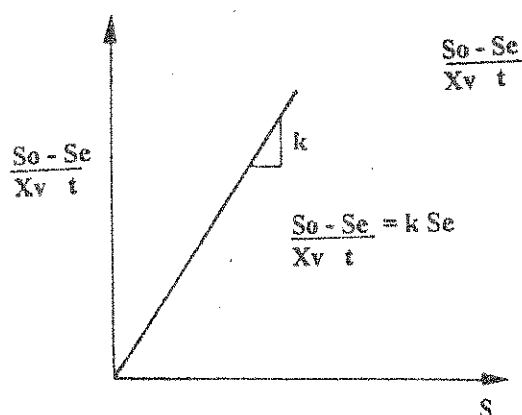


Figura Nº 11.8.6

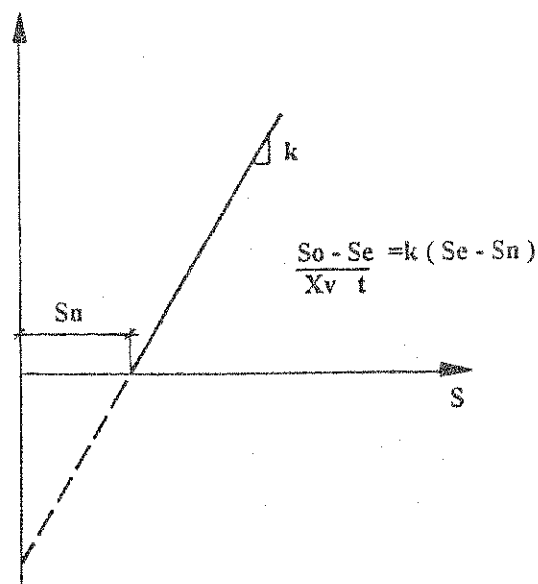


Figura Nº 11.8.7

Un esquema del ensayo de laboratorio se ilustra en las figuras 11.8.8 y 11.8.9.

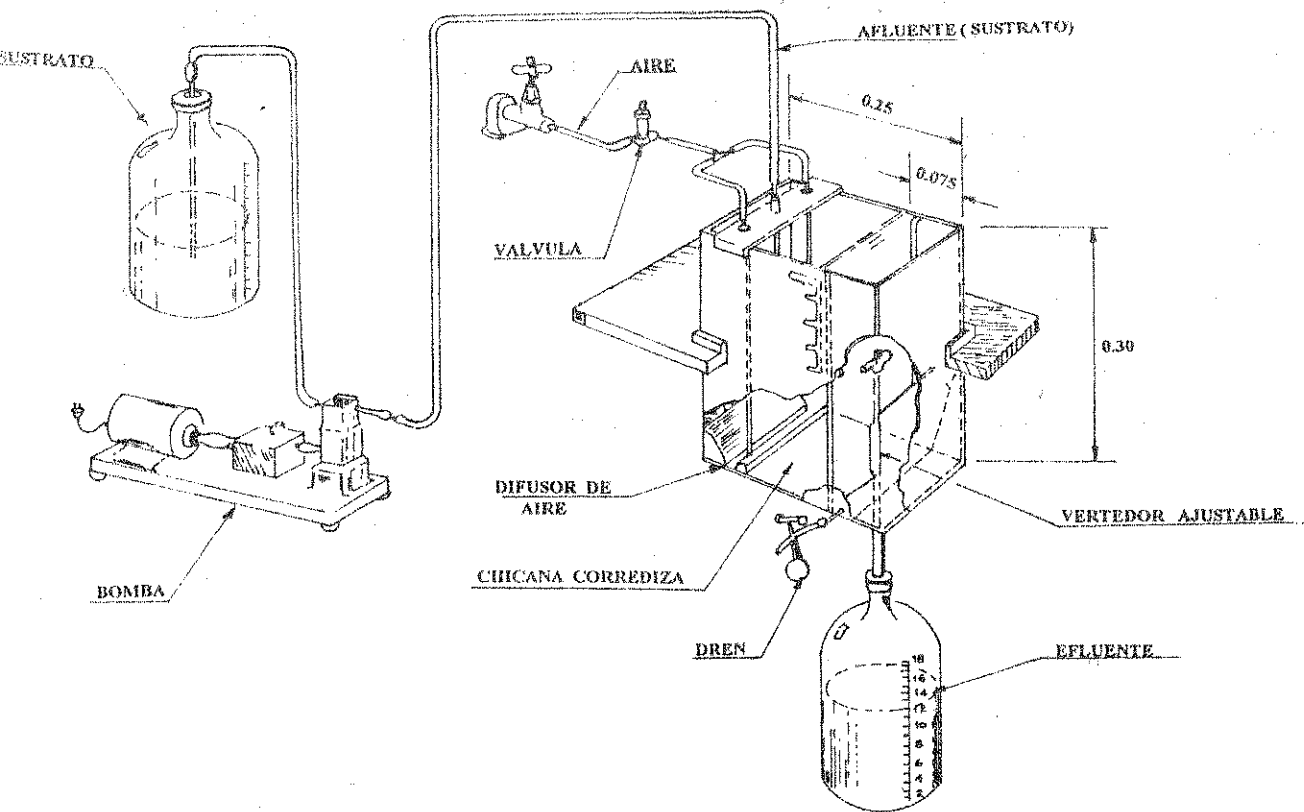


Figura 11.8.8  
Reactor Continuo

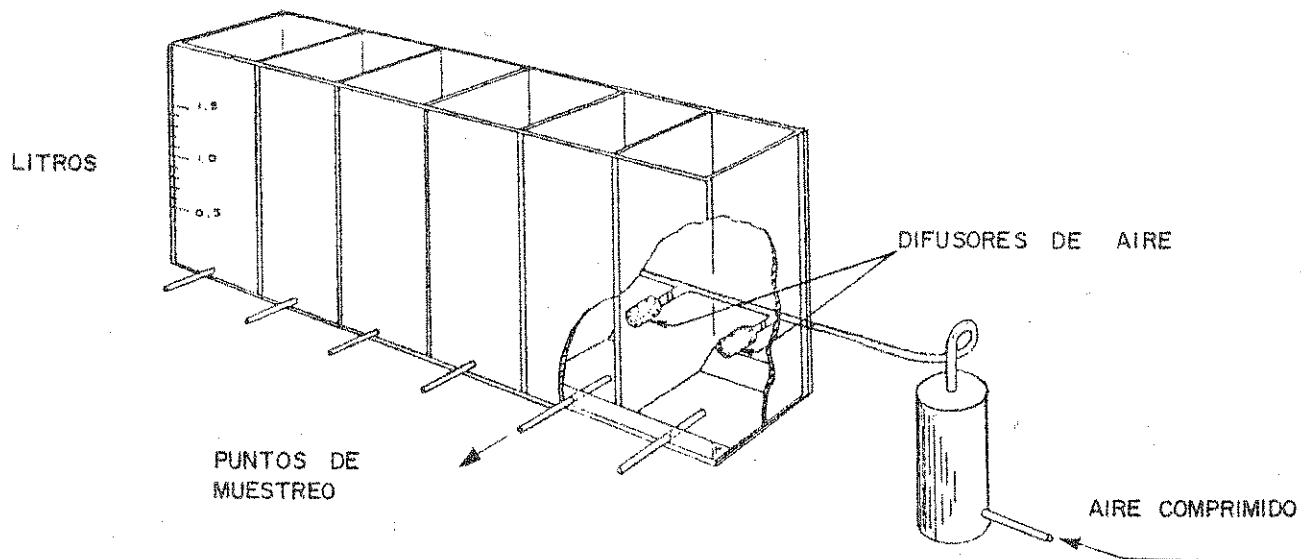


Figura N° 11.8.9  
Reactor con Distintos Compartimientos

### 11.8.2.5.- Determinación de los parámetros de requerimiento de oxígeno $a'$ y $b'$ .

La cantidad de oxígeno necesario en el proceso estará dado por:

$$\text{kgO}_2/\text{d} = a' * (S_0 - S_e) * Q + b' * X_v * V$$

" $a'$ " y " $b'$ " son los coeficientes de utilización de oxígeno para la oxidación y respiración endógena del sustrato respectivamente.

Donde " $a'$ " se expresa en  $\text{kgO}_2/\text{kgDBO}$  removida y " $b'$ " en  $\text{kgO}_2/\text{d.kgSSVTA}$ .

Haciendo:

$$\text{kgO}_2/\text{d} = R_r * V$$

$R_r$  = oxígeno utilizado por día, por unidad de volumen o tasa de consumo de oxígeno

Se tiene:

$$R_r * V = a' * (S_0 - S_e) * Q + b' * X_v * V$$

$$\begin{aligned} R_r / X_v &= a' * (S_0 - S_e) * Q / (X_v * V) + b' = \\ &= a' * (S_0 - S_e) / (X_v * t) + b' \end{aligned}$$

Esta última expresión, representa una recta (figura 11.8.10), en donde  $b'$  es la ordenada al origen y  $a'$  la pendiente de la misma.

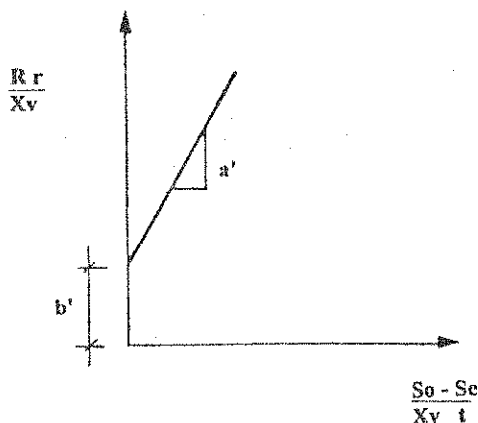


Figura N° 11.8.10

La determinación de  $R_r$  puede ser efectuada con un analizador de OD determinando al tenor de oxígeno disuelto en el tanque de aeración a intervalos regulares de tiempo.

El valor de  $R_r$  está dado por la pendiente de la recta de la figura 11.8.11.

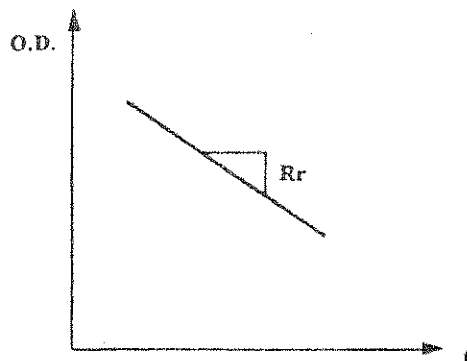


Figura 11.8.11

#### 11.8.2.6.- Determinación de los Parámetros de Producción de Barros $a$ y $b$ en el Proceso de Lodos Activados.

El parámetro " $a$ " representa el crecimiento del lodo biológico por peso total removido de sustrato [kg SSVLM producidos/kg DBOremovida]

El parámetro  $b$  es definido como la fracción de los SSVLM removidos por unidad de tiempo en el proceso de respiración endógena [kg SSVLM oxidados/(kg SSVLM \* d)]

SSVLM = SSVTA = sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado LM del tanque de aeración TA.

La determinación de los parámetros " $a$ " y " $b$ ", puede efectuarse en un estudio de laboratorio. Para ello en el reactor de la figura 11.8.5 se plantea:

$$\Delta X_v = a * (S_0 - S_e) * Q - b * X_v * V$$

Se puede escribir la ecuación anterior como sigue:

$$\frac{\Delta X_v / V}{X_v} = a * [(S_0 - S_e) / X_v * t] - b$$

El término  $\Delta X_v/V$  corresponde a la producción neta de SSVLM (sólidos suspendidos volátiles en el licor de mezcla) por unidad de volumen.

La ecuación anterior determina las relaciones básicas para la determinación de los parámetros "a" y "b".

En la figura 11.8.12 se observa el resultado obtenido de un ensayo de laboratorio, caracterizado por una recta construida utilizando en el eje de las abscisas  $(S_0 - S_e) / (X_v * t)$  y en el eje de las ordenadas  $(X_v/V)/X_v$ .

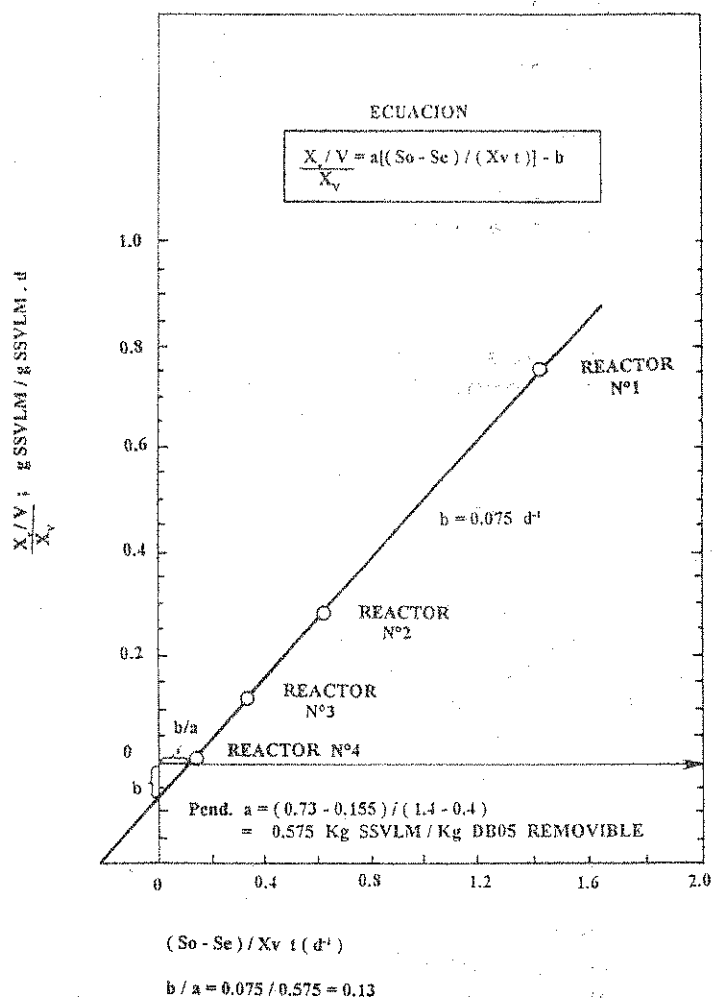


Figura 11.8.12

Donde la recta corta al eje de las abscisas ocurre la condición que la producción neta de SSVLM es igual a cero, o sea  $\Delta X_v = 0$ . De donde:

$$\Delta X_v = a (S_0 - S_e) Q - b * X_v * V = 0$$

Cuando  $\Delta X_v = 0$  se tiene que la producción de SSVLM por síntesis  $[a * (S_0 - S_e) * Q]$ , es balanceado por la pérdida de SSVLM oxidado por respiración endógena  $[b * X_v * V]$ .

Por lo tanto:

$$a * (S_0 - S_e) * Q = b * X_v * V$$

$$(S_0 - S_e) / (X_v * t) = b / a$$

Como se indica en la figura 11.8.12.

La ordenada al origen determina el valor del parámetro "b".

Resumiendo, la información más importante derivada de los estudios a escala laboratorio, es la remoción orgánica de un lodo biológico aclimatado que recibe un líquido cloacal predefinido.

Las plantas a escala completa que operan con el criterio de diseño desarrollado usando este reactor, producen un efluente que se aproxima a la calidad predicha. Más aún, las tasas de utilización de oxígeno son medidas con relativa exactitud desde los reactores en escala laboratorio a las unidades de escala completa. Existe dificultad de aplicar los valores de "a" y "b" obtenidos en laboratorio a una unidad de escala debido a la poca exactitud en la determinación de los SSV y la dificultad de establecer un balance de sólidos en estudios de simulación de pequeña escala. Usando reactores pilotos grandes, mejora la exactitud de estos coeficientes. Afortunadamente, la exactitud de los coeficientes a y b es menos importante para el proyectista que la constante de remoción (k) y los coeficientes de demanda de oxígeno (a', b').

### 11.8.3.- Variantes o Tipos de Lodos Activados

De acuerdo a la carga orgánica a tratar respecto a la biomasa activa suspendida en el licor mezclado en aeración, se tienen los de baja carga (aeración prolongada), los de carga media (convencionales) y los de alta carga.

En función del régimen hidráulico de escurrimiento se tienen los de flujo a pistón y los de mezcla completa, según sea la relación longitud-ancho de las unidades y el sistema de ingreso y salida de las mismas.

Salvo la variante de aeración gradual, todos los equipos aeradores incluidos en una unidad son de igual capacidad.



Otra característica a tener en cuenta es la eficiencia de reducción orgánica en función del aspecto económico. Así se tiene mayor eficiencia en los de baja carga que los de alta carga, pero requieren un costo operativo mayor (superior densidad de potencia).

Para plantas pequeñas y de capacidad media, como son las que se utilizarán en el Plan CoFAPyS, las más aconsejables serán las de aeración prolongada de mezcla completa, las de flujo orbital (zanjas de oxidación) y finalmente las convencionales. Se tiende a recomendar plantas que no requieran sedimentación primaria y procesos de barros activados con alta edad del lodo, que no necesiten una posterior etapa de estabilización, por los problemas que se originan en la digestión anaeróbica de los barros.

#### I.- Sistemas de Baja Carga

Entre las variantes se tiene:

- Sistema convencional (concepción original) de lodos activados (Figuras 11.8.13.)

De acuerdo a la carga orgánica respecto a la biomasa del reactor se las considera de media carga

Las características básicas son:

- Carga orgánica másica o factor de carga (parámetro básico a desarrollar más adelante) = 0,2 a 0,4 KgDBO<sub>5</sub>/d.KgSSVTA)
- Tiempo de aeración  $t = V / Q$  entre 4 y 8 h.
- Eficiencia en reducción orgánica entre 85 y 95%.
- El suministro del oxígeno requerido en el proceso y para mantener en suspensión la biomasa activa del licor mezclado, se efectúa mediante aeradores mecánicos superficiales o por difusores porosos o no porosos.
- La recirculación del lodo se hace normalmente desde el sedimentador secundario, siendo menor al 100% del caudal afluente.
- Entre las variantes del sistema convencional se tienen:
- Aeración gradual (decreciente) (figura 11.8.14)

En esta variante el aire es suministrado proporcionalmente a la actividad biológica en el reactor. Debido al flujo a pistón la demanda de oxígeno decrece a medida que avanza hacia la salida del tanque. Por esa razón, el abastecimiento de oxígeno es variable y decreciente. Generalmente, el sistema de aeración es por difusión.

La ventaja de este sistema es la optimización del suministro de oxígeno, aunque no es muy utilizado.

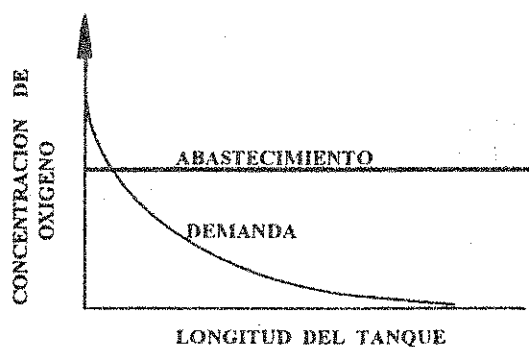
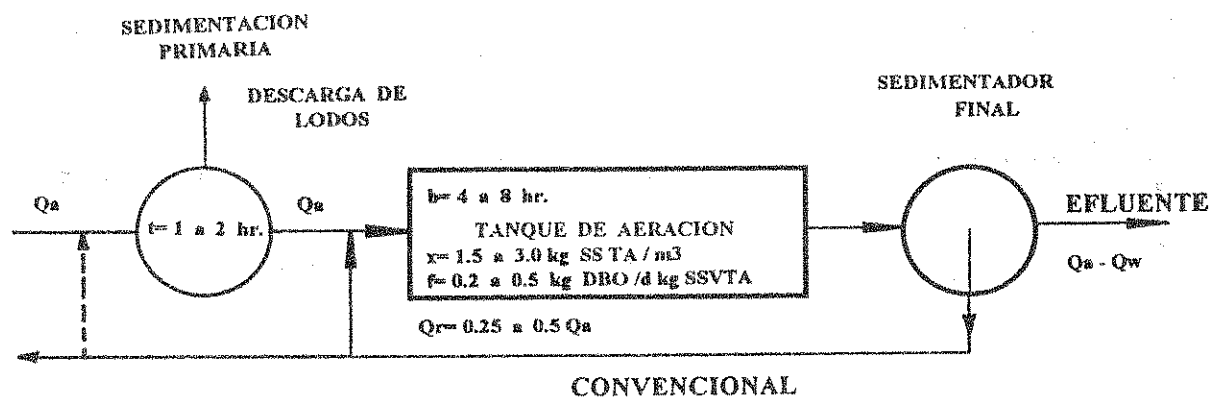


Figura 11.8.13

Esquema del sistema convencional de lodos activados

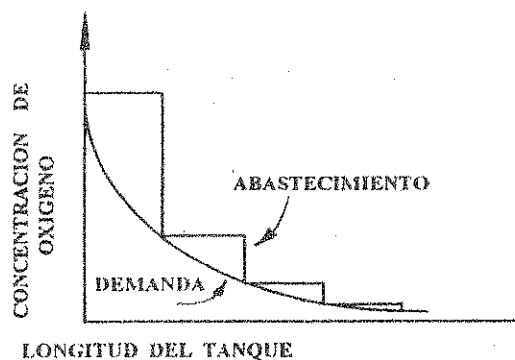
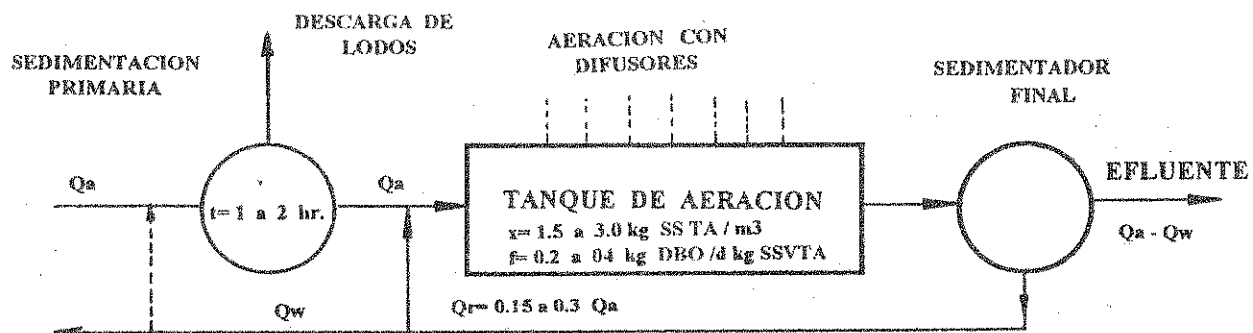


Figura 11.8.14

Esquema de aeración gradual

- Sistema con alimentación escalonada (Step aeration) (figura 11.8.15)

El líquido afluente se agrega en varios tramos o compartimientos proyectados en la longitud del tanque de aeración (generalmente en tres tramos). El lodo recirculado ingresa en un compartimiento inicial en donde se produce su reaeración. O sea se tienen generalmente cuatro compartimientos de aeración con difusores.

Este proceso puede disminuir el volumen del reactor, aumentar la sedimentabilidad del lodo y reducir costos de energía para la aeración.

Mientras el abastecimiento de oxígeno es constante en todo el tanque la demanda disminuye en cada tramo como si fueran convencionales.

- Aeración de mezcla completa (figura 11.8.16)

El proceso se lleva a cabo en tanques de forma simétrica, cuadrados, rectangulares o circulares; la densidad de energía suministrada por aeración y mezcla mantiene uniforme la demanda de oxígeno en todos los puntos del reactor. El agua residual y el lodo recirculado se inyectan cercanos a un aereador. El licor mezclado se retira del tanque en un punto cercano al ingreso.

En consecuencia cada tanque se divide teóricamente en varios sectores iguales, cada uno con su correspondiente aerador.

Se aconseja su uso cuando se tienen variaciones bruscas de las cargas orgánicas e hidráulicas.

Generalmente se utilizan aeradores superficiales.

El aporte y la demanda de oxígeno son constantes a lo largo y ancho del reactor.

## II.- SISTEMAS DE ALTA CARGA

- Aeración de alta carga (figura 11.8.17)

Este sistema tiene las siguientes características:

- Factor de carga alto:  $C_m = f = 0,4$  a  $1,5$  Kg DBO<sub>5</sub>/d.KgSSVTA
- Tiempo de retención hidráulica:  $t = 0,5$  a  $2,0$  d
- Edad del lodo baja:  $\theta_c < 3d$
- Alta concentración de sólidos suspendidos en el reactor  
 $X = 4,0$  a  $10,0$  KgSSTA/m<sup>3</sup>
- Relación de recirculación alta:  $Q_R/Q_a = 100$  a  $500\%$

- Eficiencia en términos de remoción de DBO: 70 a 90%
- Se aplica en tanques de aeración del tipo mezcla completa a través de aeradores de turbina (eje vertical)
- Puede usarse como una primera etapa de tratamiento; generalmente no es aplicable en países en desarrollo debido a su alto costo y bajo rendimiento.

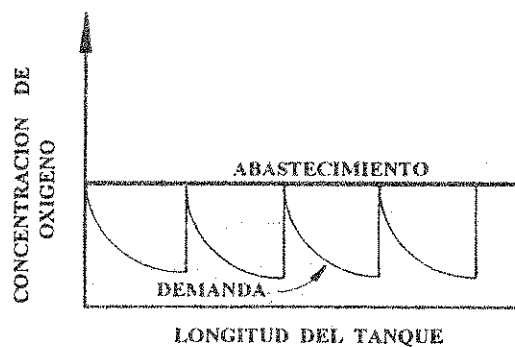
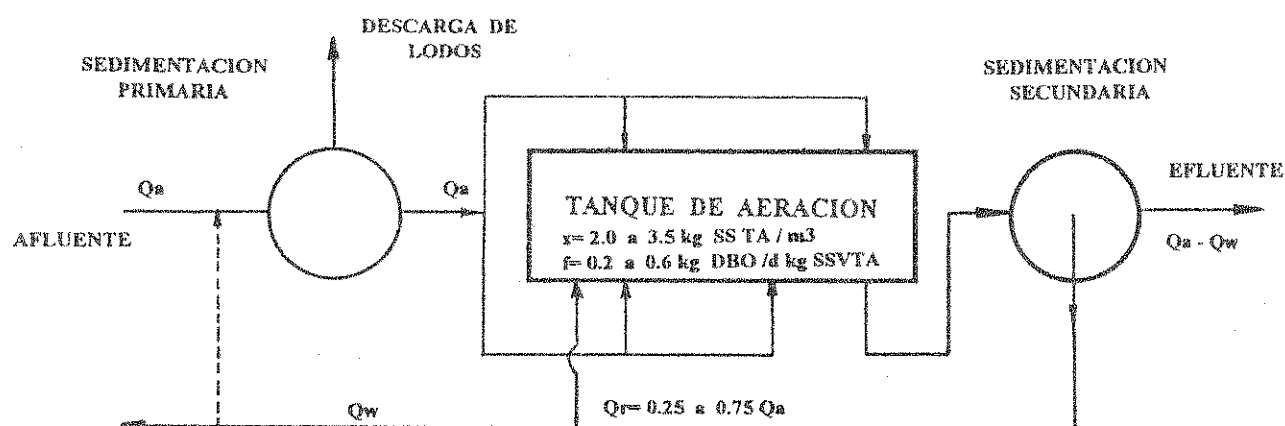


Figura 11.8.15

Esquema del sistema de alimentación escalonada  
(Step aeration)

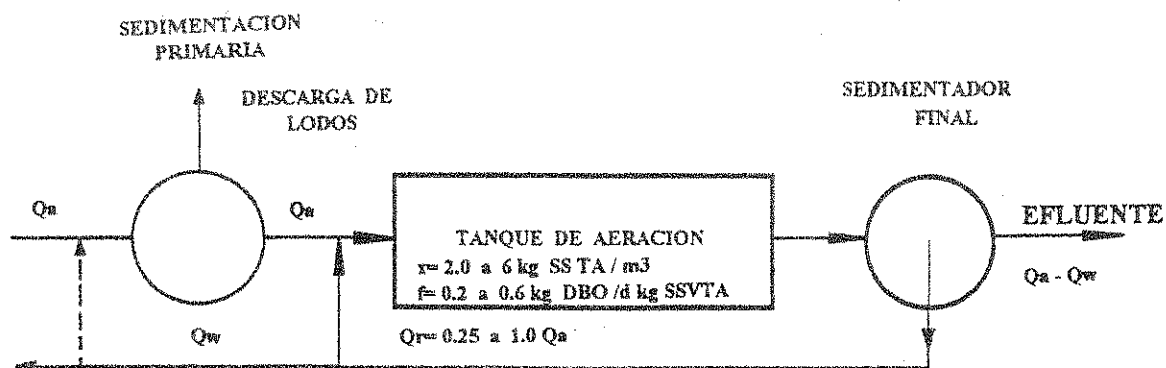


Figura 11.8.16

Esquema del sistema de mezcla completa

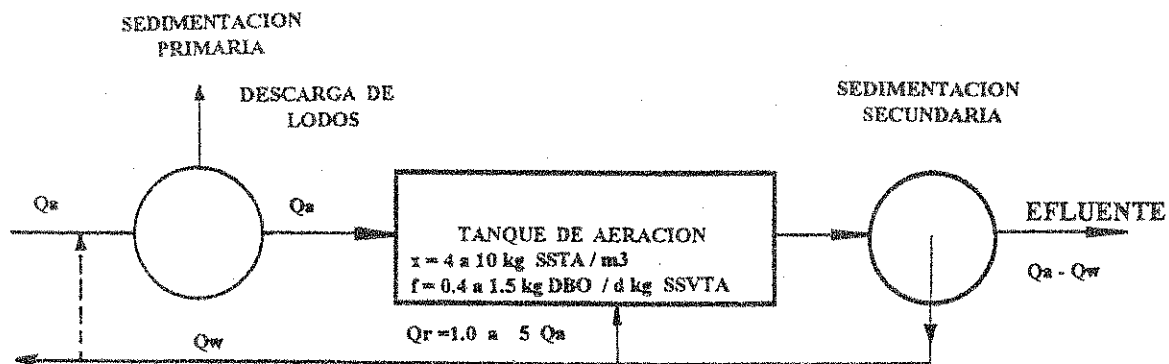


Figura 11.8.17

Esquema del sistema de aeración de alta carga

- **Aeración modificada** (figura 11.8.18)

Este sistema tiene las siguientes características:

- Factor de carga alto:  $C_m = f = 1,5 \text{ a } 5,0 \text{ Kg DBO}_5/\text{d.KgSSVTA}$
- Tiempo de retención hidráulica:  $t = 0,5 \text{ a } 2,0 \text{ d}$
- Baja concentración de sólidos suspendidos en el reactor:  
 $X = 0,5 \text{ a } 1,5 \text{ KgSSTA}/\text{m}^3$
- Baja relación de recirculación  $r = Q_R/Q_A$
- Baja eficiencia en términos de remoción de  $\text{DBO}_5 = 60 \text{ a } 75\%$
- El tanque de aeración tiende a ser tubular, con aeración mediante aire difuso
- De acuerdo a la eficiencia el sistema es indicado para niveles intermedios del tratamiento o como pretratamiento para completar posteriormente un tipo más eficiente del proceso de lodos activados. En general no es aplicado en países en desarrollo

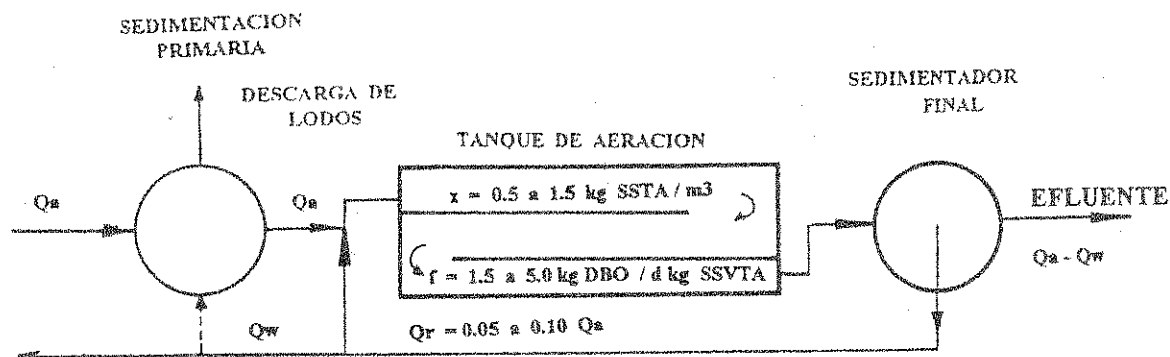
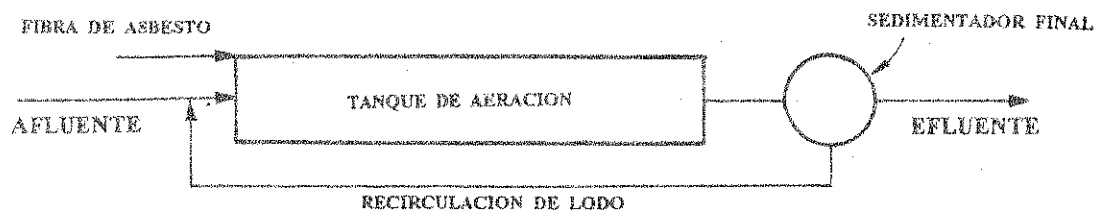


Figura 11.8.18

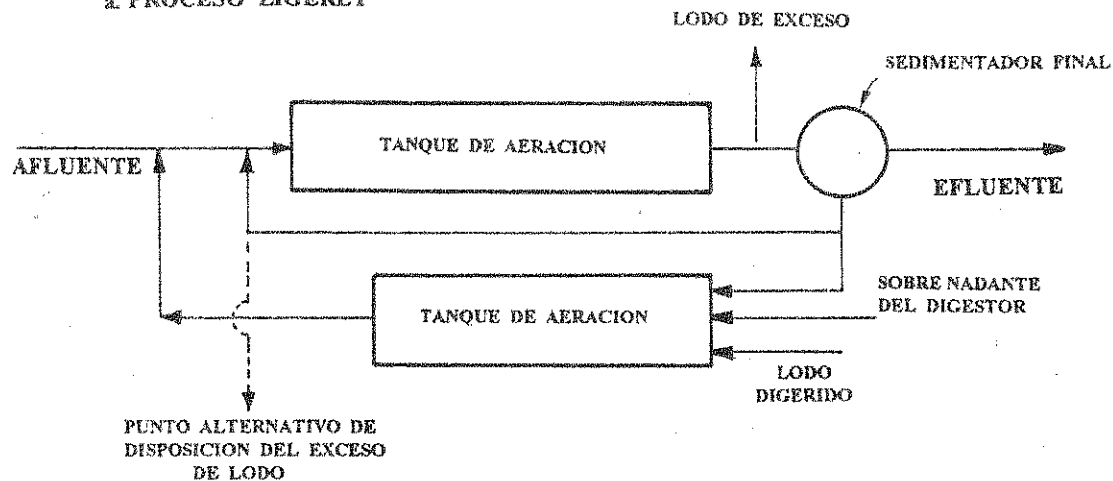
Esquema del sistema de aeración modificada

- **Otros sistemas** (figura 11.8.19)

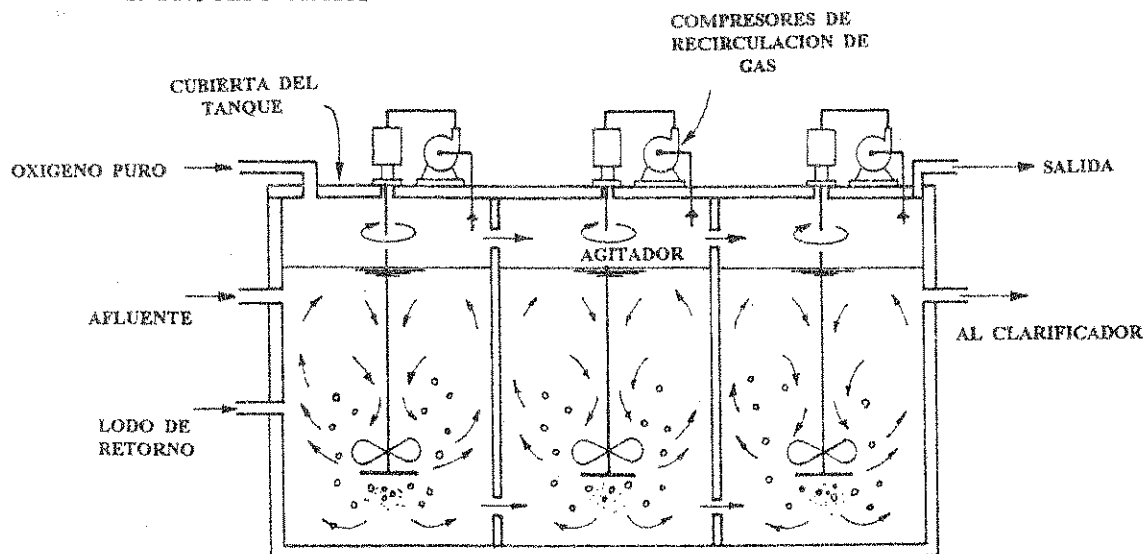
Se mencionan al proceso KRAUS, al proceso ZIGERLY, al proceso UNOX (oxígeno puro) y activación SUPRA.



#### a. PROCESO ZIGERLY



#### b. PROCESO KRAUS



#### c. PROCESO UNOX (OXIGENO PURO)

Figura 11.8.19

Esquema de otros sistemas de procesos de Barros Activados



### III.- SISTEMA DE CONTACTO - ESTABILIZACION (figura 11.8.20)

Se aplica para el tratamiento de líquidos domésticos con apreciable porcentaje de la DBO en forma de sólidos suspendidos y coloidales, por la gran capacidad del lodo activado para absorberlos en corto tiempo.

Se puede duplicar la capacidad de plantas pequeñas convencionales aplicando este sistema, con moderado costo de inversión pero con menor eficiencia en reducción orgánica.

En este sistema las dos etapas que se producen en una sola unidad en el proceso convencional, se realizan en tanques separados.

El tanque de contacto y mezcla se diseña con una permanencia hidráulica entre 0,5 y 1,0 h., basada en el caudal crudo (sedimentado o no). Los sólidos del licor mezclado son sedimentados y recirculados al tanque de aeración de lodo o de estabilización, donde se vuelven a aerar por un período de 3 a 6 h., en base al caudal de recirculación. En este tanque la materia orgánica se oxida y se sintetiza en nuevas células biológicas.

Otra ventaja es la de soportar mejor sobrecargas orgánicas y tóxicas por su capacidad amortiguadora.

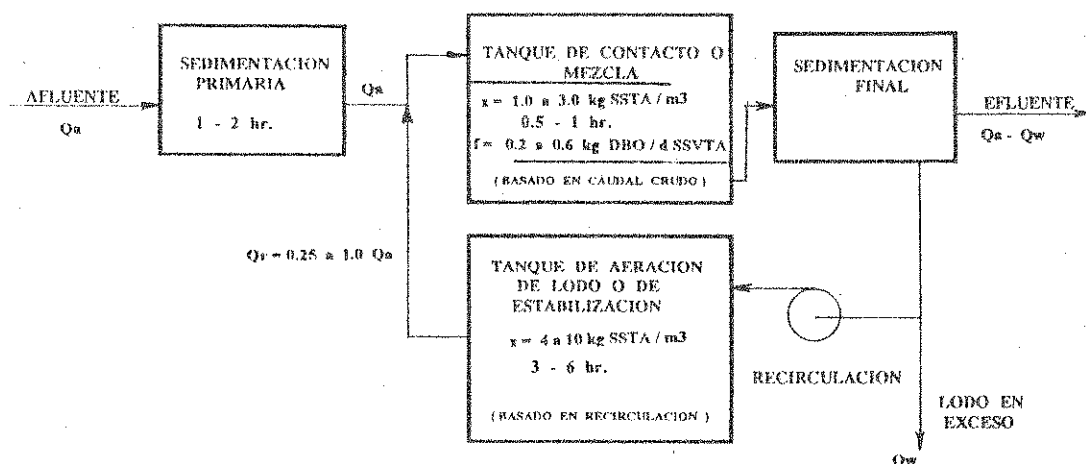


Figura 11.8.20

Esquema del sistema de estabilización por contacto  
(Adsorción rápida o reaeración de lodos)

### IV.- SISTEMA DE AERACION PROLONGADA (figuras 11.8.21 y 22)

Es el sistema más utilizado del proceso de lodos activados, ya que tiene aplicación en instalaciones pequeñas y en poblaciones de hasta 200.000 hab. con un solo reactor.

Para pequeñas localidades se tiene la variante de mezcla completa. La variante del flujo a pistón, denominada zanja de oxidación, se aplica para cualquier gama de población, particularmente para las grandes aglomeraciones poblacionales (1.500.000 habitantes en CURITIBA-BRASIL).

La característica más importante de este sistema, es que la oxidación predomina sobre la síntesis de nuevas células. Es mayor la fase de respiración endógena provocando gran estabilización del lodo producido en el proceso. De allí, que no se requiera digestión separada de ese lodo y tampoco sedimentación primaria (salvo casos excepcionales).

Se obtiene alta eficiencia orgánica, entre 75 y 95% (tendiendo este último valor y a veces mayor).

Los parámetros de diseño establecen muy baja carga orgánica (máscica y volumétrica), con alto tiempo de permanencia hidráulica teórica ( $t = V/Q$ ) y de residencia celular ( $\theta_c = \text{TPRC}$ ), con alta relación de recirculación y finalmente con valores medios (para barros activados) correspondientes a los sólidos suspendidos o biomasa.

En consecuencia el diseño requiere un gran volumen de reactores y alta densidad de potencia ( $p = P/V$ ), esencialmente para mezcla e incorporar oxígeno a fin de satisfacer la mayor demanda correspondiente a la síntesis de nuevas células, respiración endógena o autodestrucción de células viejas y nitrificación. Eso ha llevado a que sean reemplazados por lagunas de estabilización cuando se dispone del terreno necesario.

Antiguamente, se denominaba al proceso "oxidación total", lo que es imposible de lograr. En realidad, debe denominarse "oxidación prolongada". En la bibliografía técnica se la conoce como "aeración prolongada" o "aeración extendida".

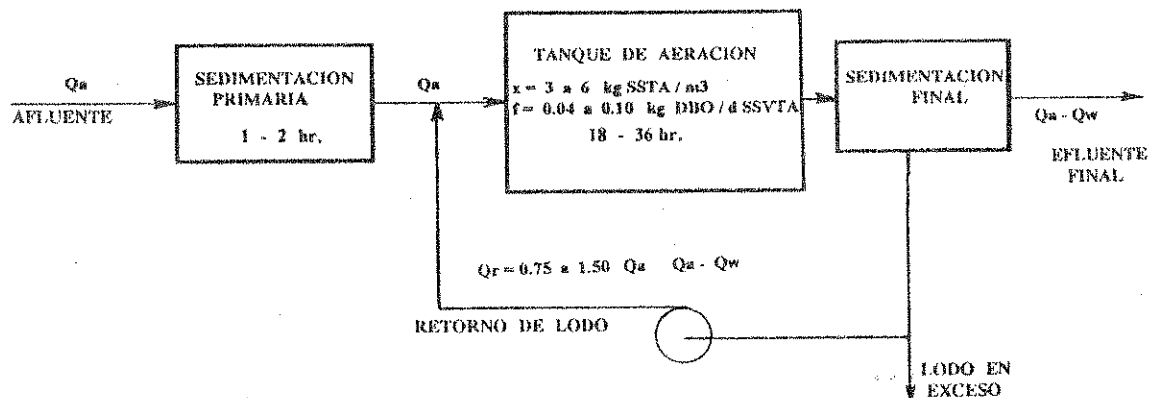


Figura 11.8.21

Esquema del sistema de aeración prolongada

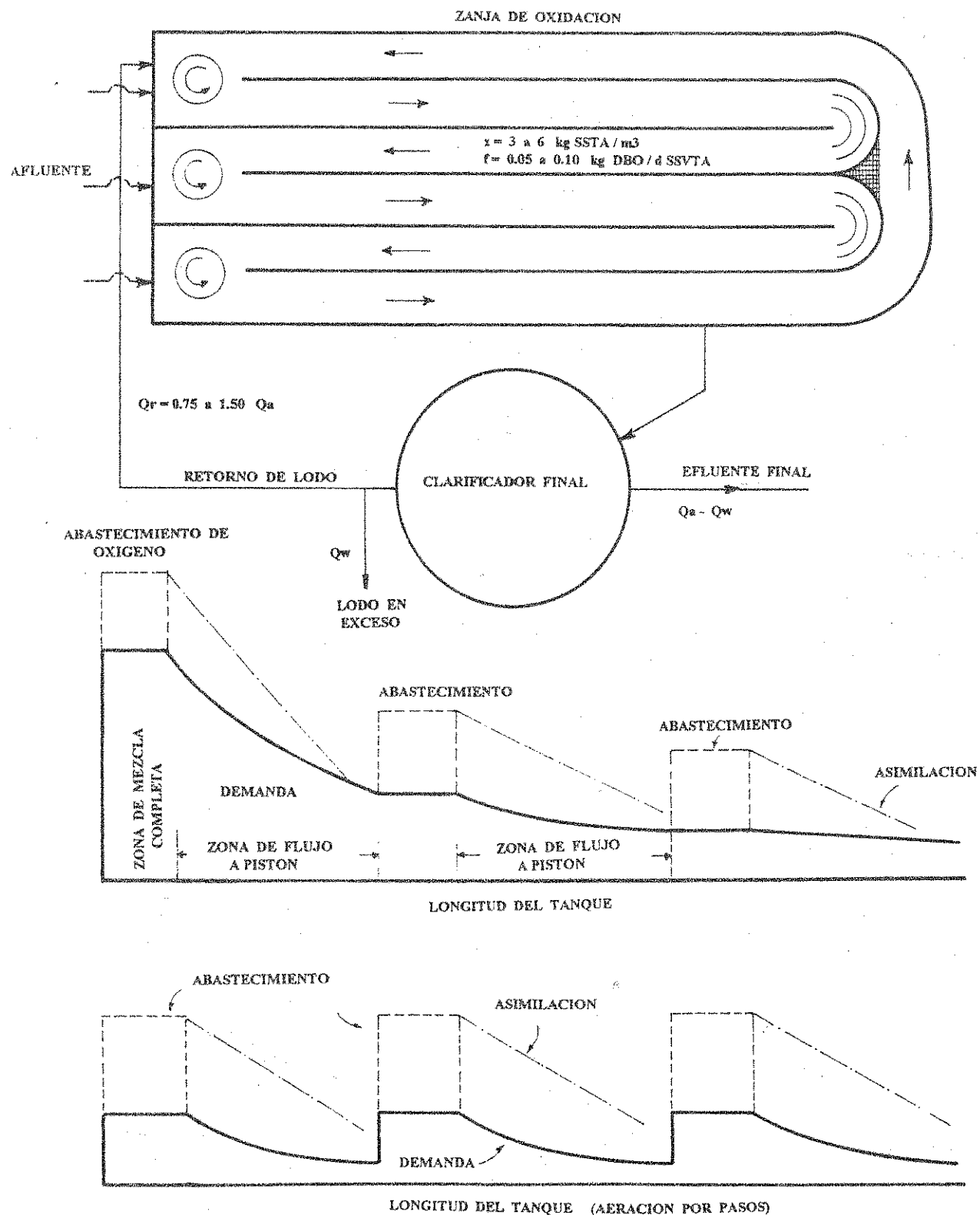


Figura 11.8.22

Esquema de zanjas de oxidación

#### 11.8.4.- Diseño del Proceso de Barros Activados

Se han desarrollado diversas formulaciones y modelos para proyectar instalaciones con el proceso de lodos activados.

Las mismos presentan, en general ciertas simplificaciones para posibilitar el planteo de los modelos, entre los que se pueden mencionar:

- Suponer que en el reactor existe mezcla completa, submodelo hidráulico que no ocurre en todos los tipos, especialmente en los tanques de aeración con flujo a pistón.
- Correlacionar resultados de investigaciones realizadas para determinar el crecimiento de la biomasa activa, utilizando cultivos puros, con cantidad suficiente de materia orgánica y a valores óptimos de PH y temperatura.
- No considerar la posible existencia de descomposición anaeróbica en el lodo depositado en el sedimentador secundario.
- No evaluar suficientemente el efecto de sustancias tóxicas para los microorganismos.

En el proceso, es fundamental la relación que debe existir dentro del reactor entre el sustrato biodegradable o carga orgánica disponible y la biomasa activa del proceso o masa de microorganismos. Las correlaciones aparecidas en los últimos años para racionalizar el diseño de sistemas con barros activados, están ligadas con la relación de ambos parámetros básicos.

Esa relación se denomina carga orgánica másica o factor de carga,  $f = C_m$ , o sea masa de sustrato por unidad de tiempo por la biomasa activa en el licor mezclado del reactor.

Otro parámetro que se aplica tanto en las fórmulas de diseño o en la operación del sistema es la edad del lodo  $E_L$  o más exacto el tiempo promedio de residencia celular  $TPRC = \theta_c$  y que es el tiempo medio de retención de sólidos en el sistema.  $E_L$  y  $\theta_c$  coinciden cuando puede despreciarse los sólidos suspendidos  $X_e$  del efluente del proceso.

Se puede demostrar que  $\theta_c$  y  $C_m$ , están relacionados por la fórmula:  $1/\theta_c = Y C_m - b = U$  = velocidad o tasa neta de crecimiento de los microorganismos, siendo  $Y$  y  $b$  constantes cinéticas.  $Y$  es la relación entre la masa celular sintetizada y la masa de materia orgánica removida;  $b$  es la masa de materia celular descompuesta en la unidad de tiempo por unidad de masa biológica presente en el reactor = constante de respiración endógena.

Para sistemas de tratamiento de gran capacidad que aplican barros activados, se efectúa un cálculo preliminar con parámetros de diseño empíricos dentro de rangos preestablecidos para cada uno de ellos. Esos valores se han obtenido observando establecimientos en operación donde se usan distintos tipos de lodos activados. Luego puede optimizarse el diseño aplicando modelos y correlaciones matemáticas, especialmente de investigaciones recientes (ECKENFELDER-O'CONNOR-MC.KINNEY; STEWART-LAWRENCE-MC.CARTY y ultimamente de MARAIS Y EKAMA).

Existen dificultades para obtener los parámetros cinéticos reales que intervienen en las formulaciones del cálculo racional, especialmente cuando no se dispone el líquido a ensayar. Por ese motivo para plantas pequeñas o medianas se adopta generalmente el método empírico de diseño, con parámetros que varían dentro de rangos conocidos para el tipo adoptado. En Curitiba - Brasil se ha diseñado con este sistema una planta para 1.500.000 habitantes.

En los procesos de baja carga se requiere oxígeno para las fases de síntesis, de respiración endógena y nitrificación. En cambio en los de alta carga tiene significación únicamente la demanda de oxígeno para síntesis.

#### 11.8.5.- Parámetros de dimensionamiento y control del proceso

- Biomasa (Kg SSTA o Kg SSVTA) y densidad de la biomasa ( $X$  o  $X_v$ )

La biomasa constituida por los microorganismos activos del licor mezclado está representada por la masa de sólidos suspendidos en el reactor. Es la responsable de la asimilación de la materia orgánica.

En el método racional convencional la biomasa activa del proceso está representada por los sólidos suspendidos volátiles en el tanque de aeración TA (SSVTA).

También se lo expresa por los sólidos suspendidos volátiles del licor mezclado ML (SSVLM) contenido en el tanque TA.

En el método racional de MARAIS Y EKAMA se subdivide la densidad de la biomasa  $X$  (SSVTA) (concentración de sólidos suspendidos volátiles SSV en el tanque de aeración TA) en biomasa activa  $X_a$ , inerte  $X_i$  y endógena  $X_e$ .

La concentración de la biomasa en el tanque de aeración se la expresa con  $X$  (kgSSTA o mg/L de sólidos suspendidos totales) para el método de diseño empírico y con  $X_v$  (KgSSTA/m<sup>3</sup> o mg/L de sólidos suspendidos volátiles) para el método racional. La relación  $X_v/X$  entre los sólidos suspendidos volátiles y totales se determina en el laboratorio.

La biomasa es en consecuencia:

$$\text{Kg SSTA} = X * V \quad \text{Kg SSVTA} = X_v * V$$

Donde:

X = concentración de sólidos suspendidos totales (en KgSSTA/m<sup>3</sup>)

X<sub>v</sub> = concentración de sólidos suspendidos volátiles (en KgSSVTA/m<sup>3</sup>)

V = volumen del tanque de aeración TA (en m<sup>3</sup>)

- Carga orgánica másica o factor de carga (C<sub>m</sub> = f)

Es la relación entre la carga orgánica que ingresa diariamente al reactor y la biomasa dentro del tanque de aeración, o sea entre el sustrato en la unidad de tiempo y la biomasa activa en el licor mezclado (relación alimento - microorganismos).

También se define al factor de carga como la velocidad específica de utilización del sustrato por los microorganismos del reactor.

La carga orgánica puede expresarse en DBO<sub>5</sub> (demanda bioquímica de oxígeno a 5 días, 20° C), DBO<sub>U</sub> (demanda bioquímica de oxígeno última, a 20° C) y bDQO (demanda química de oxígeno de compuestos biodegradables). Los modelos modernos (MARAIIS y EKAMA) utilizan la bDQO.

En general, para el método empírico se tiene:

$$f = C_m = \text{Kg DBO}_5 \text{ aplicada/d.Kg SSTA} = Q.Sa / (V.X.):$$

Siendo:

Q = caudal afluente (en m<sup>3</sup>/d)

V = volumen líquido del reactor (en m<sup>3</sup>)

Sa = concentración orgánica del líquido aplicado (en mg/L de DBO<sub>5</sub> aplicada)

X = mg SSTA/L = concentración de sólidos suspendidos totales en el tanque de aeración TA.

También se tiene que:

$$C_m = f = 24 * Sa / (t * X) = \text{factor de carga}$$

Donde:

t = permanencia hidráulica (en hora)

$S_a$  = concentración orgánica afluente (en Kg  $DBO_5/m^3$ )

$X$  = concentración de sólidos suspendidos totales (KgSSTA/ $m^3$ )

Para el método racional convencional se tiene:

$f = C_m = \text{Kg.} DBO_5 \text{ utilizada/d.Kg. SSVTA} = Q \cdot (S_a - S_e) / (V \cdot X_v)$ ,

Siendo:

$S_a$  = concentración orgánica del líquido afluente (en mg/L de  $DBO_5$ )

$S_e$  = concentración orgánica del líquido efluente (en mg/L de  $DBO_5$ )

$X_v$  = concentración de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado del reactor (en mg/L de SSVTA)

ECKENFELDER y WESTON establecieron que:

$DQO/SSV = 1,42$ , relación constante para una gama de la edad del lodo entre 2,5 y 30 días. De allí, la ventaja de usar ambos parámetros para el diseño con el método racional convencional.

También a fines de relacionar la  $DBO_5$  con la  $DQO$  o la  $b DQO$ , se tiene que:

$DQO = 2 DBO_5$  y  $bDQO/DBO_5 = 1,8$  a  $1,9$  (esta relación aumenta con el tratamiento)

La tendencia moderna entonces es la de usar la parte biodegradable de la  $DQO$  (semejante a la  $DBO_u$ ) como carga orgánica.

Entonces  $C_m = f = \text{Kgb} DQO / \text{d.Kg SSVTA}$  en el método racional de MARAIS y EKAMA.

#### - Carga orgánica volumétrica ( $C_v$ )

Es la carga orgánica aplicada diariamente por unidad de volumen del reactor. Es usualmente empleada para un cálculo rápido del volumen del tanque de aeración.

Se la expresa:  $C_v = \text{Kg.} DBO_5 / \text{d.m}^3$  de reactor

Además, se tiene la siguiente relación:

$C_v = C_m \cdot X = \text{carga orgánica volumétrica}$ , en donde  $X$  puede ser  $\text{Kg.SSTA}/\text{m}^3$  o  $\text{KgSSVTA}/\text{m}^3$  según el método aplicado

- Edad del lodo (EL) y tiempo promedio de residencia celular (TPRC =  $\theta_c$ )

Ambos parámetros son confundidos; para procesos con alta edad del lodo (EL mayor a 20 d.) se tiene muy pequeña cantidad de sólidos en suspensión en el efluente final y en consecuencia la edad del lodo se puede considerar igual al tiempo promedio de residencia celular.

Según algunos investigadores (ECKENFELDER y MARAIS) se define la edad del lodo como la relación de la masa de sólidos suspendidos volátiles ( $MX_v$ ) en aeración con la masa de sólidos suspendidos volátiles desechada diariamente en el lodo en exceso del proceso.

O sea  $EL = MX_v / MX_v \text{ exceso-día}$ .

El cálculo de la edad del lodo dependerá si la descarga del lodo se hace directamente desde el reactor (más racional) o desde el fondo del sedimentador secundario (más utilizado).

$EL = V / Q_w =$  edad del lodo (en día), cuando la descarga se efectúa directamente desde el reactor.

$EL = V * X / Q_w * X_r = V * X_v / Q_w * X_{rv} =$  edad del lodo (en día), cuando la extracción se realiza desde la línea de recirculación

Donde:

V = volumen líquido del reactor ( $m^3$ )

$Q_w$  = caudal en exceso del circuito ( $m^3/d$ )

X = concentración de sólidos suspendidos totales del licor mezclado en el reactor ( $KgSSTA/m^3$ )

$X_v$  = idem de los sólidos suspendidos volátiles ( $KgSSVTA/m^3$ )

$X_r$  = concentración de sólidos suspendidos totales del líquido recirculado ( $KgSSTA/m^3$ )

$X_{rv}$  = idem de sólidos suspendidos volátiles ( $KgSSVTA/m^3$ )

En la disposición del lodo en exceso normalmente se consideran los sólidos suspendidos totales (SS)

El tiempo promedio de residencia celular  $\theta_c$  es definido como la relación entre la biomasa en el tanque de aeración ( $KgSSVTA$ ) y la masa de sólidos suspendidos volátiles que abandona diariamente al sistema ( $KgSSV$  lodo en exceso +  $KgSSV$  del efluente).



$\theta_c = V * X_v / [(Q_w * X_{rv} + Q_e * X_{ev})] =$  tiempo promedio de residencia celular, para el lodo en exceso extraído de la línea de recirculación.

Donde:

$X_{rv}$  = concentración de sólidos suspendidos volátiles del lodo recirculado.

$X_{ev}$  = concentración de sólidos suspendidos volátiles del líquido efluente.

$Q_e = Q - Q_w =$  caudal efluente

$\theta_c = V * X_v / [Q_w * X_v + Q_e * X_{ev}] =$  tiempo promedio de residencia celular, cuando la descarga se hace directamente desde el reactor.

El tiempo promedio de residencia celular se ajusta mejor que la edad del lodo en el desarrollo del modelo matemático racional y se tiende a utilizarlo para diseño y control.

Para casos prácticos, especialmente en el método empírico, el valor  $X_{ev}$  es pequeño y puede ser despreciado; de allí la utilización de la edad del lodo EL para el diseño y control de sistemas de aeración prolongada.

- Índice de crecimiento de lodos  $I = Y$

Es una de las constantes cinéticas que intervienen en el proceso. Se la define como la relación entre la masa celular sintetizada y la masa de materia orgánica removida. También se la conoce como factor de producción de la biomasa.

En el método empírico  $I = Y = \text{KgSSTA/KgDBO}_5$  aplicada y en el método racional  $I = Y = \text{KgSSVT/KgDBO}_5$  utilizada.

Finalmente, en el método racional en función de la bDQO, es:

$Y_r = \text{KgSSV resultante del proceso/KgbDQO utilizada.}$

- Índice volumétrico de lodo IVL (índice de MOHLMANN)

Es un parámetro de control en la operación del sistema de barros activados y de diseño en el modelo racional.

Se lo define como el volumen, en mL, ocupado por un gramo de sólidos en suspensión (peso seco), correspondientes al licor mezclado del tanque de aeración que se deja sedimentar en un cilindro graduado de 1000 mL = 1L durante 30 minutos. MOHLMANN lo definió como el volumen, en mL, ocupado

por un gramo de lodo luego de 30 minutos de sedimentación en una probeta graduada.

El índice volumétrico de lodo IVL (mL/g) suministra una indicación aproximada de la sedimentabilidad del licor mezclado en los clarificadores, o sea la capacidad de separar la fase sólida de la líquida.

El no ser considerado como una medida real de la sedimentabilidad de los lodos activados ni un buen indicador del espesamiento del lodo luego de 30 minutos, se debe a que las condiciones artificiales de sedimentación utilizadas en las pruebas de laboratorio son completamente diferentes a las que ocurren en los decantadores. Se considera que el IVL depende bastante de la concentración de sólidos suspendidos X del licor mezclado y además sufre influencia de la temperatura, del diámetro y de la altura de la probeta utilizada en el ensayo.

Teniendo en cuenta lo indicado anteriormente, se puede considerar la calidad de sedimentabilidad como función del IVL. Así se tiene:

- Excelente para IVL < 50
- Buena para IVL = 50 a 100
- Razonable para IVL = 100 a 150
- Mala para > IVL 150 (peligro del abultamiento del lodo, denominado "Bulking")

De acuerdo a la definición se tiene:

$$\text{IVL} = \frac{\text{volumen sedimentado (en mL)}}{\text{suspendidos sedimentados (en g)}} \times \text{peso de sólidos}$$

También se tiene:

$$\text{IVL} = \frac{A}{B} \times 1000 \text{ mg/g} = \text{Índice volumétrico de lodos (mL/g)}$$

Donde:

A = cantidad de lodos depositado, en mL, en una probeta de 1L de capacidad, medida en mL/L.

B = concentración de sólidos suspendidos total del licor mezclado en el reactor, medida en mg/L.

Así, por ejemplo, para A = 560 mL/L y B = 4000 mg/L, se tiene:

$$\text{IVL} = 560 \times 1000 / 4000 = 140 \text{ mL/g}$$

- Relación de recirculación ( $r = Q_r/Q$ )

El caudal de recirculación  $Q_r$  es el correspondiente al lodo depositado en el sedimentador secundario y que vuelve al reactor biológico para mantener el equilibrio de la biomasa activa  $X$  o  $X_v$  y además renovarla.

Un balance de masa de los sólidos suspendidos en el ingreso al tanque de aeración y que recibe además del caudal recirculado  $Q_r$ , el correspondiente del líquido a tratar  $Q$ , expresa:

$$Q * X_a + Q_r * X_r = Q * (1+r) * X$$

Despejando  $X$ , se tiene:

$$X = \frac{Q_r}{Q} * X_r / (1 + r) + X_a / (1 + r)$$

Donde:

$X$  = concentración de los sólidos suspendidos en el tanque de aeración ( $\text{KgSSA}/\text{m}^3$  o  $\text{mg/L}$  de SSA)

$X_r$  = concentración de sólidos suspendidos del caudal recirculado ( $\text{KgSS}/\text{m}^3$  o  $\text{mg/L}$  de SS)

$X_a$  = concentración de sólidos suspendidos del caudal a tratar ( $\text{KgSS}/\text{m}^3$  o  $\text{mg/L}$  de SS)

$r = Q_r / Q$  = relación de recirculación, valor que es independiente de la concentración de sólidos suspendidos (totales o volátiles) adoptados para  $X$  y  $X_r$ .

Despreciando  $X_a$  por su relativo valor respecto a la concentración del líquido recirculado  $X_r$ , es:

$$X = r * X_r / (1 + r)$$

O sea:

$$X + r * X - r * X_r = 0$$

Resulta en consecuencia:

$$r = 1 / [(X_r / X) - 1] = 1 / (c-1) = \text{relación de recirculación (valor adimensional), siendo:}$$

$c = X_r / X$  = relación de compactación del lodo producida en la tolva del sedimentador secundario.

Así, por ejemplo para  $X_r = 9 \text{ KgSS/m}^3$  y  $X = 4,5 \text{ KgSSTA/m}^3$ , se tiene:

$$c = 9 / 4,5 = 2 \quad y \quad r = 1 / (2-1) = 1,00$$

En consecuencia  $Q_r = Q$  = caudal de recirculación = caudal recirculado. O sea que en las condiciones del ejemplo se debe recircular un caudal igual al caudal afluente para mantener la concentración de sólidos suspendidos en el tanque de aeración.

BLOODGOOD, KRAUS Y HASELTINE demostraron que la máxima concentración admisible de sólidos suspendidos  $X_r$  del lodo recirculado, expresada en porciento, varia entre 100/IVL y 120/IVL.

Reemplazando en la relación anterior de  $r$ , el valor  $X_r = 100/\text{IVL}$  y efectuando cálculos se tiene:

$$r = X / (X_r - X) = X / \left( \frac{100}{\text{IVL}} - X \right)$$

Donde:

$X$  = concentración del licor mezclado, en porciento de sólidos secos (%).

O sea para  $X = 4500 \text{ mg/L} = 0,45 \%$  e  $\text{IVL} = 120$ , es:

$$r = 0,45 / \left( \frac{100}{120} - 0,45 \right) = 1,174$$

Si se adopta  $X_r = 120 / \text{IVL}$ , se tiene:

$$r = 0,45 / \left( \frac{120}{120} - 0,45 \right) = 0,818$$

De acuerdo a lo indicado anteriormente para el valor máximo de IVL de 130 mL/g aceptado generalmente para una razonable sedimentabilidad del lodo, se espera una máxima concentración del lodo recirculado de:

$$X_{r\text{máx}} = 120 / 130 \approx 0,923 \% = 9230 \text{ mg / L de SS.}$$

La máxima relación de compactación  $c = X_r / X$  está limitada además de la permanencia del lodo en las tolvas del sedimentador, por la anaerobiosis y gasificación, factores negativos para una correcta decantación. Otra limitación es que para valores altos de  $c$  se tendrá baja carga superficial

hidráulica  $C_{sh}$  ( $m^3/m^2.d$ ) y por ende, una superficie grande de sedimentación.

En consecuencia hay una relación definida entre el índice volumétrico de lodo, caudal o relación de recirculación mínima y la concentración de sólidos en el tanque de aeración. Un barro con sedimentación pobre (alto valor de  $I$  L), requiere una mayor relación  $r$  para mantener la necesaria concentración de sólidos suspendidos del licor mezclado en el tanque de aeración.

#### - Relación entre parámetros de diseño

VOSLOO - DOWNING establecieron en 1976 las relaciones entre parámetros de diseño, la que se indican en el Cuadro 11.8.1

Cuadro 11.8.1

$\theta_c$	$I$	$OC/L$	$K$	$E_f$
1,0	1,00	0,65	2,0	0,75
1,3	0,96	0,68	2,4	0,78
1,8	0,92	0,74	2,2	0,85
2,9	0,86	0,88	2,0	0,90
4,0	0,83	1,00	1,9	0,92
5,0	0,80	1,10	1,8	0,92
6,7	0,75	1,22	1,7	0,92
10,0	0,66	1,38	1,6	0,92
20,0	0,50	1,60	1,5	0,92

Donde:

$\theta_c$  = tiempo promedio de residencia celular  $\approx$  edad del lodo (en d.)

$I$  = Índice de crecimiento de la biomasa (en  $KgSSTA/KgDBO_5$  aplicado)

$OC/L$  = Relación entre el oxígeno consumido y la carga orgánica utilizada (en  $KgO_2 / KgDBO_5$  utilizado)

$K$  = Coeficiente de pico para la demanda de  $O_2$

$E_f$  = Eficiencia en reducción orgánica =  $DBO_5 \text{ reduc} / DBO_5 \text{ aplicada}$  (los valores fueron establecidos por IMHOFF)

en 1969). Los valores corresponden a la DBO<sub>5</sub> soluble (filtrada).

#### - Producción de lodos en el proceso

La producción neta de lodos en el proceso de barros activados es la resultante de la síntesis y la respiración endógena.

$$\text{Kg SSV producidos/día} = a * Q * (S_a - S_e) - b * X_v * V = a * Q * E_f * S_a - b * X_v * V = \text{producción diaria de sólidos suspendidos volátiles (en Kg SSV / d)}$$

Donde:

a = Coeficiente de producción unitaria de lodos por síntesis (KgSSV producido/KgDBO removida).

b = Coeficiente de oxidación endógena (d<sup>-1</sup>)

V = volumen del reactor (m<sup>3</sup>)

X<sub>v</sub> = concentración de sólidos suspendidos volátiles en el reactor (KgSSVTA/m<sup>3</sup>)

Q = caudal afluente (m<sup>3</sup>/d)

S<sub>a</sub> = concentración orgánica afluente (KgDBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>)

S<sub>e</sub> = concentración orgánica efluente (KgDBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>)

E<sub>f</sub> = eficiencia en reducción orgánica = (S<sub>a</sub> - S<sub>e</sub>)/S<sub>a</sub>

L<sub>r</sub> = Q \* (S<sub>a</sub> - S<sub>e</sub>) = masa orgánica removida diariamente (KgDBOremovida/d)

Valores usuales para líquidos domésticos son:

a = 0,50 a 0,55 Kg SSV producidos/KgDBO removida

b = 0,07 d<sup>-1</sup>

E<sub>f</sub> = eficiencia en reducción orgánica.

Los valores especificados en el cuadro 11.8.2 han sido extractados de la bibliografía técnica y se los utiliza para el diseño de los diferentes sistemas de barros activados. Algunos parámetros difieren de acuerdo a la fuente elegida, pero están dentro de los rangos establecidos en ese Cuadro.

Los procesos que más se utilizan para las plantas de reducida y mediana capacidad, aparte de las zanjas de oxidación, son el de aeración prolongada en primer lugar y luego el convencional.

Pr  
De l  
carg  
(ba  
fact  
de c  
20<6  
De m  
carg  
(fac  
de c  
medi  
3<6<  
De al  
carga  
(fact  
de car  
alto)  
θ <  
θc = ti  
EL = ed  
C<sub>m</sub> = f  
C<sub>v</sub> = ca  
X = co  
t = V/i  
r = Q<sub>R</sub>  
E<sub>f</sub> = ef

Cuadro N° 11.8.2  
Clasificación de procesos de lodos activados - Parámetros de diseño

Proceso	Variante	Parámetros de diseño						Ef	Otras Características		
		$\theta_c$ EL d	$C_m = f$ Kg DBO <sub>5</sub> / d.KgSSVTA	$C_v$ KgDBO <sub>5</sub> / d.m <sup>3</sup>	X kgSSTA /m <sup>3</sup>	$t=V/Q$ h	$r(\%) =$ $Q_r / Q$		Escurrim. Hidrául.	Observaciones	Sistema de Aeración
De baja carga (bajo factor de carga)  20< $\theta_c$ <30	Aeración Prolongada	20 a 30	0,04 a 0,10	0,20 a 0,40	3,00 a 6,00	12 a 36	75 a 150	85 a 95	Mezcla Completa	Sin sedimentador primario	mecánico superficial
	Zanja de Oxidación PASVEER	20 a 30	0,05 a 0,10	0,20 a 0,40	3,00 a 6,00	12 a 36	75 a 150	90 a 98	Pistón	H=0,80 a 1,20 m. U=0,3 a 0,6 m/s sin sed.primario	mec.superfi- cial de eje horizontal
	Zanja de Oxidación profundas o de ZEPER (Carrousel)	20 a 30	0,05 a 0,10	0,20 a 0,40	3,00 a 6,00	12 a 36	75 a 150	90 a 98	Pistón	H=2,50 a 5,00 m. U=0,26 a 1,40m/s sin sed.primar.	mec.superfi- cial de eje vertical
De media carga (factor de carga media)  3< $\theta_c$ <15	Convencional	3 a 15	0,20 a 0,50	0,48 a 0,64	1,50 a 3,00	4 a 8	25 a 50	85 a 95	Pistón	-	mec.superfi. Difusores
	Aeración Gradual o decreciente	3 a 15	0,20 a 0,40	0,48 a 0,64	1,50 a 3,00	4 a 8	15 a 30	85 a 95	Pistón	Variante del pro ceso convencial.	Difusores
	Alimentación escalonada	3 a 15	0,20 a 0,60	0,32 a 0,96	2,00 a 3,50	6 a 9	25 a 75	85 a 95	Pistón	Se aplica en plantas grandes	Difusores
	Aeración de Mezcla completa	3 a 15	0,20 a 0,60	0,64 a 0,96	2,00 a 6,00	3 a 5	25 a 100	85 a 95	Mezcla Completa	Var. del proceso convencional	mecánico superficial
	Contacto	3 a 15	0,20 a 0,60	0,32 a 0,96	1,00 a 3,00	0,5 a 1,0	25 a 100	80 a 90	Pistón	Unidad de contacto	mecánico superficial
	Estabilización				4,00 a 10,00	3,0 a 6,0				Unidad de estabilización	Difusores
De alta carga (factor de carga alto) $\theta_c < 3$	Aeración modifi- cada	0,2 a 0,5	1,50 a 5,00	1,30 a 2,40	0,50 a 1,50	1,5 a 3,0	5 a 15	60 a 75	Pistón	Puede obviarse sed.primario	mec.superf. Difusores
	Aeración de alta carga	Me- nor de 3	0,60 a 5	2,40 a 6,00	4,00 a 10,00	0,5 a 2,0	100 a 500	70 a 90	Mezcla completa	Config.semejante al convencional	Turbina de eje vertical

$\theta_c$  = tiempo promedio de residencia celular (días)

EL = edad del lodo (días)

$C_m = f$  = carga orgánica másica aplicada o factor de carga (KgDBO<sub>5</sub>/d \* KgSSTA)

$C_v$  = carga orgánica hidráulica aplicada (KgDBO<sub>5</sub>/d \* m<sup>3</sup>)

X = concentración de sólidos suspendidos totales en el tanque de aeración TA (KgSSTA/m<sup>3</sup>)

t = V/Q = permanencia hidráulica media en el tanque de aeración o tiempo de aeración (horas)

r =  $Q_r/Q_{c20}$  = relación de recirculación (%)

Ef = eficiencia de remoción de DBO<sub>5</sub> (%)

### 11.8.6.- Modelos Cinéticos para el Diseño Racional

Se mencionan los siguientes:

#### - Modelo de ECKENFELDER - O'CONNOR - MC KINNEY (1954)

Supone que el sustrato (alimento) es el limitante en la síntesis de nuevas células. O sea que la velocidad de reacción de primer orden en la descomposición y síntesis, es proporcional a la concentración de sustrato.

El modelo se aplica a tres esquemas de operación de sistemas de tratamiento por lodos activados:

- a) Aeración únicamente (sin sedimentación secundaria y recirculación)
- b) Aeración con recirculación y lodos descargados en el efluente del sistema
- c) Aeración con recirculación y disposición separada de lodos (fracción del lodo recirculado).

Analiza la producción neta de masa microbiológica activa en función de la velocidad de síntesis de la materia celular y la reducción de la materia biológica por respiración endógena.

También determina la velocidad de cambio de la masa biológica y del sustrato en el reactor.

Para el sistema más aplicado, que es el de aeración con recirculación y disposición separada del exceso de lodo (caso c), el balance de masa del sustrato origina:

$$\frac{d(S*V)}{dt} = Q*S_o - \frac{k_s * S * V}{Y} - (Q - Q_w)*S = 0 \quad (\text{en equilibrio continuo})$$

En consecuencia:

$$S = S_o / \left( \frac{k_s * t}{Y} + 1 - w \right) = \text{Concentración de equilibrio del sustrato en el reactor.}$$

Para la concentración de materia activa se deduce de un balance de masas:

$$d(XV)/dt = k_s * S * V - k_e * X * V - (Q - Q_w) * X_e - Q_w * X_r = 0 \quad (\text{en equilibrio continuo})$$



Entonces:

$$X = \frac{k_s * S}{k_e} - \frac{(Q - Q_w) * X_e + Q_w * X_r}{k_e * V} = \frac{k_s * S}{k_e} - \frac{X}{k_e * \theta_c}$$

En consecuencia:

$$X = \frac{k_s * S}{(1/\theta_c) + k_e} = \text{concentración de equilibrio de la masa celular en el reactor}$$

Haciendo un balance de masa activa en torno al sedimentador secundario, se tiene para el caso C:

$$(Q + Q_r) * X = (Q - Q_w) * X_e + (Q_r + Q_w) * X_r$$

Entonces:

$$X_e = \frac{(Q + Q_r) * X - (Q_r + Q_w) * X_r}{Q - Q_w} = \frac{(1+r) * X - (r+w) * X_r}{1 - w}$$

De acuerdo a la expresión de la edad de lodo  $\theta_c$  y al valor de  $X_e$  en la relación anterior, se tiene:

$$\begin{aligned} \theta_c &= \frac{X * V}{(Q - Q_w) * X_e + Q_w * X_r} = \frac{X * t}{(1 - w) * X_e + w * X_r} = \\ &= \frac{X * t}{(1 - w) * \frac{(1+r) * X - (r+w) * X_r}{(1-w)}} = \\ &= \frac{t}{(1 + r) - (r + w) * (X_r/X) + w * (X_r/X)} = \\ &= \frac{t}{(1 + r) - (r + w - w) * (X_r/X)} = \frac{t}{1 - r * [(X_r/X) - 1]} = \\ &= \frac{t}{1 - r * (c - 1)} = \text{tiempo promedio de residencia celular (en día)} \end{aligned}$$

Los parámetros que definen las correlaciones especificadas, son los siguientes:

$S_0$  = concentración del sustrato en el afluente

$S$  = concentración del sustrato en el reactor = idem del efluente (considerando mezcla completa)

$V$  = volumen líquido del reactor. En el caso c se le suma el volumen líquido del sedimentador.

$X$  = concentración de la masa activa en el reactor

$X_r$  = concentración de la masa activa del lodo sedimentado o recirculado

$c = X_r/X$  = relación de compactación

$X_e$  = concentración de masa activa en el efluente del sedimentador (o sea del sistema)

$Q$  = caudal a tratar afluente

$Q_r$  = caudal recirculado, siendo  $r = Q_r / Q$  = relación de recirculación

$Q_w$  = caudal de lodo en exceso, a disponer fuera del servicio

$w = Q_w / Q$  = fracción del caudal  $Q$  que se elimina con el lodo en exceso.

$k_s$  = constante de síntesis = masa de materia sintetizada por unidad de tiempo, por unidad de masa de sustrato (en tiempo<sup>-1</sup>)

$k_e = b$  = constante de respiración endógena = masa de materia celular descompuesta por unidad de tiempo y por unidad de masa biológica presente (en tiempo<sup>-1</sup>)

$Y$  = factor de producción o coeficiente de crecimiento que relaciona la masa de microorganismos respecto a la masa de sustrato removido (masa/masa).

$t = V/Q$  = tiempo de residencia hidráulica (en tiempo).

Los valores típicos de las constantes cinéticas del modelo son:

$$k_s = 7h^{-1} = 3,43 d^{-1}$$

$$k_e = 0,1 \text{ a } 0,3 d^{-1} \text{ (depende de la temperatura del agua)}$$

$$Y = 0,4 \text{ a } 0,8 \text{ mgSSV/mgDBOutil.}$$

Normalmente  $Y = 0,5 \text{ mgSSV/mgDBOutilizado.}$

Las fórmulas expuestas sirven para determinar los valores del volumen  $V$  del reactor y la eficiencia en reducción orgánica  $(S_a - S) / S_a$ , en función de las constantes cinéticas  $k_e$ ,  $k_s$  e  $Y$  (a determinar en pruebas de laboratorio).

- Modelo de STEWART-LAWRENCE-MC.CARTY (1970)

Se basa en relación de MONOD, también atribuida a MICHAELIS-MENTON, que relaciona linealmente la remoción del sustrato con respecto a la concentración de la biomasa activa e hiperbólicamente con respecto a la concentración del sustrato del reactor.

La relación de MONOD establece que la velocidad específica de utilización del sustrato  $\mu$  es una función hiperbólica de la concentración límite del sustrato  $S$  del reactor. En la figura 11.8.23 se establece la relación entre la tasa de utilización específica del sustrato  $\mu$  y la concentración del sustrato  $S$ .

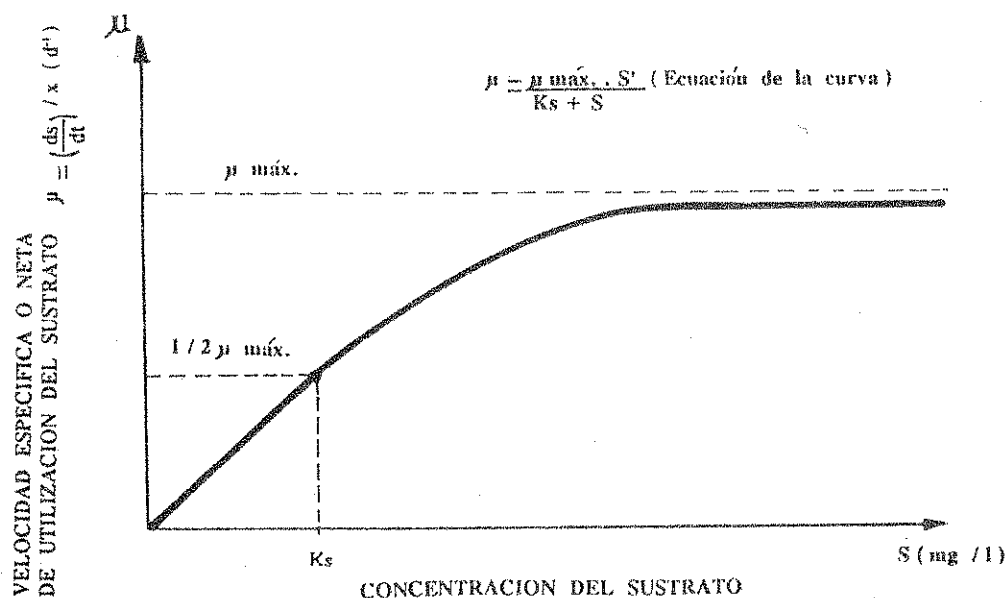


Figura 11.8.23

Esquema de la relación entre la velocidad de utilización específica del sustrato  $\mu$  y la concentración de sustrato  $S$ .

S = concentración orgánica de equilibrio en el reactor

$\mu = (dS/dt)/X = \mu_{\text{máx}} * S / (K_s + S)$  = relación entre la masa de sustrato utilizada por unidad de tiempo y la masa de microorganismos.

$\mu_{\text{máx}}$  = constante que define la expresión hiperbólica = máxima velocidad específica de crecimiento celular cuando el valor de S es muy grande

O sea cuando la concentración de S es muy grande, el valor de  $\mu$  tiende a  $\mu_{\text{máx}}$ .

$K_s$  = valor de S cuando:  $\mu = 1/2 \mu_{\text{máx}}$

La velocidad de crecimiento neto de microorganismos está dada por la siguiente expresión:

$$(dx/dt) = Y * (dS/dt) - k_e * X$$

Haciendo un balance de la masa biologicamente activa, se tiene:

$$d(X*V)/dt = Y * V * dS/dt - k_e * X * V - X * V / \theta_c$$

Para condiciones de equilibrio:  $d(X*V)/dt = 0$

O sea:

$$Y (dS/dt) / X = k_e + \frac{1}{\theta_c} = Y * \mu_{\text{máx}} * S / (K_s + S)$$

Despejando S:

$$S = \frac{K_s * (k_e * \theta_c + 1)}{\theta_c * (Y * \mu_{\text{máx}} - k_e) - 1} = \text{concentración de equilibrio del sustrato en función de la edad del lodo } \theta_c$$

Donde:

$\theta_c$  = edad de lodo (días)

$k_e$  = constante de respiración endógena

Y = relación entre masa celular sintetizada y masa de materia orgánica removida

$K_s$  = valor de S para  $\mu = 1/2 \mu_{\text{máx}}$

La siguiente ecuación relaciona la remoción del sustrato en la entrada y salida del reactor.

$$V(ds/dt) = Q * S_o - Q * S$$

O sea:

$$ds/dt = \frac{Q}{V} * (S_o - S) = \frac{S_o - S}{t}$$

Reemplazando en condiciones de equilibrio el valor de  $ds/dt$  en el de  $d(XV/dt) = 0$ , se tiene:

$$V * Y * \frac{(S_o - S)}{t} - k_e * X * V - \frac{X * V}{\theta_c} = 0$$

Finalmente:

$$X = \frac{Y * \theta_c * (S_o - S)}{t * (k_e * \theta_c + 1)} = \text{concentración de equilibrio de la masa en función de la edad del lodo } \theta_c.$$

En consecuencia:

$$t = \frac{Y * \theta_c * (S_o - S)}{X * (k_e * \theta_c + 1)} = \text{permanencia hidráulica}$$

O sea:

$$V = Q * t = \frac{Y * \theta_c * Q * (S_o - S)}{X * (k_e * \theta_c + 1)} = \text{volumen de la cámara de aeración}$$

A continuación se indican valores representativos de los parámetros que definen el crecimiento hiperbólico de la biomasa.

$$\mu_{\text{máx}} = 5 \text{ a } 10 \text{ d}^{-1}$$

$$k_s = 20 \text{ a } 100 \text{ mg sustrato/L}$$

$$k_e = 0,04 \text{ a } 0,075 \text{ d}^{-1}$$

Efectuando tres experimentos como mínimo, en flujo continuo y uniforme para cada nutriente y microorganismo, se pueden determinar los valores de  $\mu_{\text{máx}}$ ,  $k_e$  y  $k_s$  a través de parámetros conocidos como son el caudal  $Q$ , la concentración orgánica  $S_0$  afluente, la concentración  $S$  en el reactor o efluente, la concentración  $X$  en el reactor y  $X_e$  en el efluente.

LAWRENCE y Mc CARTY (según M. PUJOL) establecieron un valor práctico o real del parámetro  $Y$ , afectándolo del coeficiente  $1 / (1 + b/\theta_c)$ . O sea  $Y_{\text{real}} = Y / (1 + b/\theta_c) = Y / (1 + k_e/\theta_c)$

#### 11.8.7.- Demanda de Oxígeno del Proceso

El requisito de oxígeno en sistemas de tratamiento son determinados en pruebas de laboratorio. Como en general no se dispone del agua residual, se aplican coeficientes dados por la práctica.

En sistemas aeróbicos, el suministro de oxígeno debe ser suficiente para las siguientes demandas:

- Síntesis de nuevas células (crecimiento de lodo)
- Requisitos para producir la respiración endógena (autodestrucción de células).
- En algunos casos para lograr la nitrificación de los nitratos
- Cuando se tienen desechos industriales que provocan una demanda instantánea.

En consecuencia:

$$DO_2 = a' * MS + b' * MX_V = a' * Q * (S_a - S_e) + b' * X_V * V =$$

demanda de oxígeno para síntesis de nuevas células y  
respiración endógena (barros activados convencionales),  
(KgO<sub>2</sub>/d)

Donde:

$$MS = Q * (S_a - S_e)$$

= masa de DBO<sub>5</sub> reducida diariamente (KgDBO<sub>5</sub>/d)

$$MX_V = X_V * V$$

= masa de sólidos suspendidos volátiles (KgSSTA)

$$Q = \text{caudal afluente (m}^3/\text{d)}$$

$$V = \text{volumen líquido del reactor (m}^3\text{)}$$

$$S_a = \text{concentración orgánica afluente (KgDBO}_5/\text{m}^3\text{)}$$

$S_e$  = concentración orgánica efluente ( $\text{KgDBO}_5/\text{m}^3$ )

$a'$  = requisito de oxígeno para síntesis ( $\text{KgO}_2 / \text{KgDBO}_5$  reducida)

$b'$  = requisito de oxígeno para respiración endógena ( $\text{d}^{-1}$ )

Los parámetros cinéticos  $a'$  y  $b'$  se pueden deducir de las siguientes relaciones:

$a' = (1 - 1,42 * a) =$  requisito de oxígeno para síntesis ( $\text{KgO}_2/\text{KgDBO}_5$  reducida)

$b' = 1,42 * b =$  requisito de oxígeno para respiración endógena de sólidos suspendidos volátiles ( $\text{d}^{-1}$ )

$a =$  coeficiente de producción de lodos vía síntesis ( $\text{KgSSV} / \text{KgDBO}_5$  reducida)

$b =$  coeficiente de destrucción endógena de sólidos volátiles (en  $\text{d}^{-1}$ )

Valores prácticos en desechos domésticos, son los siguientes:

$a = 0,49$  a  $0,64 \text{ Kg SSV} / \text{reducida} =$

$b = 0,055$  a  $0,075 \text{ d}^{-1}$

Para que se produzca nitrificación en una planta de tratamiento biológica, debe cumplirse:

- pH entre 7,6 y 7,8

- nivel de oxígeno disuelto OD debe ser mayor.

- Debe tenerse un alto grado de tratamiento

- Se requiere un tiempo promedio de retención celular de  $\theta_c = 1,5$  a  $2,0 \text{ d.}$  para  $T = 14$  a  $17^\circ\text{C}$  y  $\theta_c = 5\text{d}$  para  $T = 4$  a  $11^\circ\text{C}$ .  
En la práctica el valor de  $\theta_c$  debe ser mayor a 5 días.

En caso de nitrificación con alta edad de lodo  $\theta_c$ , debe calcularse el excedente de oxígeno. Ese exceso es:

$\text{DO}_N = 4,57 \text{ M-NKT/d} =$  demanda de oxígeno para nitrificación

Donde:

$\text{M-NKT} =$  masa diaria de nitrógeno total KJELDHAL nitrificable

En aguas domésticas se tiene 30 a 50 mg/L de NKT y alrededor de 15 mg/L de nitrógeno amoniacal, siendo de 6 a 12 gramos por día la contribución diaria per cápita de NKT.

O sea:

$$DO_2 = a' * S_r * Q + b' * X_v * V + 4,33 M - NKT/d = \text{demanda total de oxígeno en aeración prolongada (KgO}_2/d)$$

Siendo además de los parámetros anteriormente especificados:

$$S_r = (S_a - S_e) = \text{concentración orgánica reducida (KgDBO}_5/m^3)$$

#### 11.8.8.- Sedimentador Secundario

Conjuntamente con el tanque de aeración constituyen una sola unidad operativa.

Para propósitos de diseño se relaciona la carga superficial de sólidos suspendidos totales ( $KgSS/d.m^2$ ), con la carga hidráulica superficial  $C_{sh}$  ( $m^3/m^2.d$ ) y la concentración de sólidos suspendidos totales  $X$  ( $mg.SS/l$ ).

Entonces:

$$C_{ss} = C_{sh} * X * 10^{-3} = \text{carga superficial másica}$$

$$C_{sh} = 1000 C_{ss}/X = \text{carga superficial hidráulica}$$

También  $X = r.X_r/(1+r)$  = concentración de sólidos suspendidos totales en el tanque de aeración.

En consecuencia:

$$C_{sh} = 1000 * C_{ss} (1 + r) / r * X_r$$

Donde:

$r = Q_r/Q$  = relación de recirculación entre el caudal recirculado  $Q_r$ , y el caudal medio afluente al sistema,  $Q$

$X_r$  = concentración de sólidos suspendidos totales del lodo recirculado

$$\text{Otra ecuación } r = 1 * \left( \frac{X_r}{X} - 1 \right) = 1 / (c-1) =$$

= relación de recirculación para  $c = X_r/X$  = relación de compactación que se produce en la tolva del sedimentador.

Se tiene que la carga superficial mínima corresponde a una relación de compactación  $r_c$  máxima. Este límite está dado por limitaciones biológicas del sistema (anaerobiosis y gasificación no deseables para una correcta sedimentación).



Otra relación obtenida por COE, CLEVENGER y KINCH, basada en el espesamiento de lodos, es:

$$C_{sh} = \left[ U_{cr} / \left( \frac{1}{X_{cr}} - \frac{1}{X_r} \right) \right] \frac{1}{X} = \left[ U_{cr} / \frac{1}{X_{cr}} - \frac{1}{X_r} \right] \frac{(1+r)}{r \cdot X_r} = \left[ \frac{U_{cr}}{X_r / X_{cr} - 1} \right] \frac{1+r}{r}$$

= carga hidráulica superficial, siendo:

$X_{cr}$  = concentración crítica del licor mezclado que se supone igual a la concentración, en donde los sólidos entran en compresión (en mg/l), deducida de la curva interfase versus tiempo, en la prueba de sedimentación.

$U_{cr}$  = velocidad crítica del licor mezclado a la concentración crítica  $X_{cr}$  (en m/d).

Como valores prácticos se tiene para el diseño:

$C_{sh} \text{ máx} = 0,8 \text{ m/h} = 19,2 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d} = \text{carga hidráulica superficial máxima para el caudal medio de diseño y } 1,08 \text{ m/h} = 25 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$  para el caudal de pico. LOTHAR HESS demostró que esa carga superficial máxima corresponde, para el caudal de pico  $Q_{máx}$ , una carga superficial másica máxima  $CSS = 0,7 \text{ Kg SS/d.m}^2$  y que depende del caudal de recirculación  $Q_r$  y del factor de compactación  $c$  (consecuentemente con la concentración de sólidos del licor mezclado).

Los sedimentadores pueden ser circulares o rectangulares.

Para los de menor capacidad se usan los tanques tipo DORTMUND con diámetros hasta 8,00 m.

En el numeral 11.4 de fundamentaciones se indican las característica y parámetros de diseño de sedimentadores secundarios.

## 11.9.- ZANJAS DE OXIDACION

### 11.9.1.- Antecedentes

En 1953, PASVEER, en Holanda inventó las zanjas de oxidación estableciendo las primeras reglas para su diseño, construyendo un prototipo. En ese año, GOTAAS, en Estados Unidos de Norteamérica especificó los principios del diseño racional de lagunas de estabilización.

En 1954, MUSKAT en Alemania proyectó y construyó la primera zanja en ese país. Ambas instalaciones sirvieron para investigar experiencias y parámetros de diseño y operación más racionales.

Fue en Brasil, en 1961, en donde se construyó la primera zanja de oxidación americana. Actualmente existen varios miles de plantas en operación que aplican este sistema modificado de aeración prolongada.

Por varios años, la aplicación de zanjas de oxidación estuvo limitada a localidades con un máximo de 10.000 habitantes, volúmenes líquidos no mayor a  $2.500 \text{ m}^3$ , cargas orgánicas hasta  $500 \text{ KgDBO}_5/\text{d}$  y tirantes líquidos hasta 1,50 m.

La limitación se debía a que con la utilización de los rotores de eje horizontal originales, no era posible mantener una adecuada mezcla en el fondo de zanjas más profundas. La aparición de rotores de mayor diámetro ( $D = 1,00 \text{ m}$ . denominado "MAMUT") permitió incrementar el tirante líquido hasta 3,00 m y en consecuencia la cantidad de población a servir.

El desarrollo de reactores de flujo orbital con aeradores de eje vertical, propiciado por ZEPER, J. y DE MAN, A., en 1970, permitió proyectar plantas de tratamiento de gran capacidad, debido a que ese sistema mecánico-hidráulico necesita baja energía instalada para mezcla.

La diferencia básica de las zanjas de PASVEER con las de ZEPER, estriba que en éstas se optimiza el cálculo y suministro de oxígeno por los aeradores.

En la figura 11.9.1 se presenta una zanja de oxidación con rotor horizontal, mientras que en la figura 11.9.2 se observan dos alternativas de zanja profunda, tipo carrousell, con aeradores verticales.

En las zanjas convencionales con aeradores de poca capacidad, la demanda de oxígeno  $OC/L = DO$  generalmente se calcula aplicando parámetros empíricos deducidos de plantas de tratamiento en operación, aunque pueda determinarse también con los mismos criterios que las profundas de eje vertical.

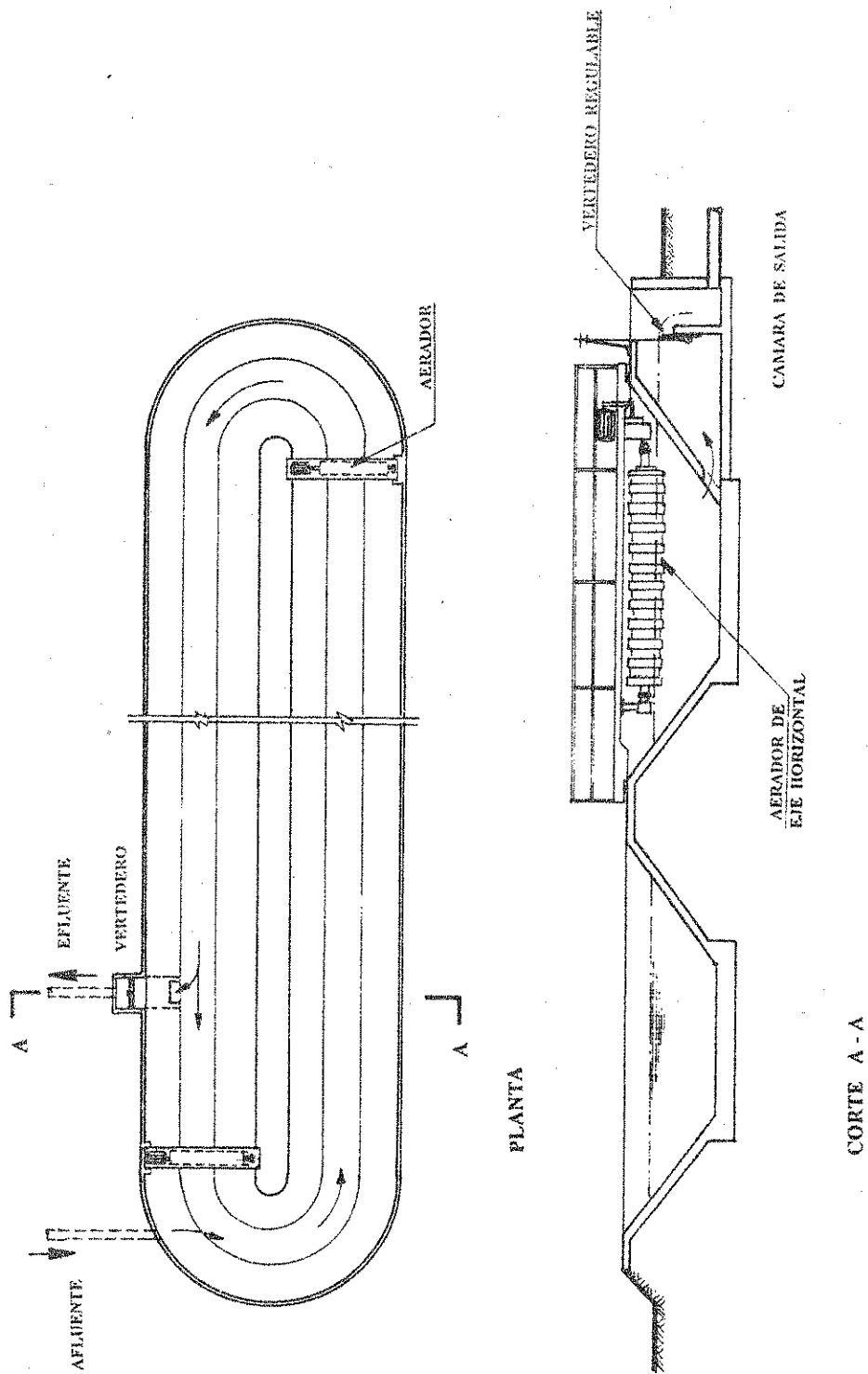
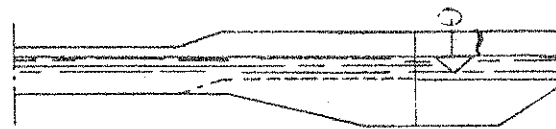
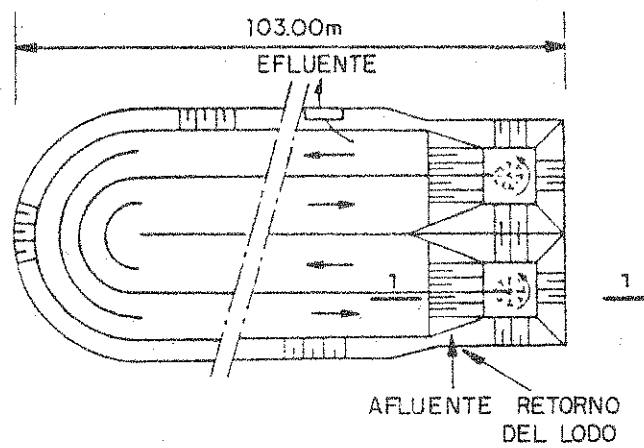


Figura 11.9.1

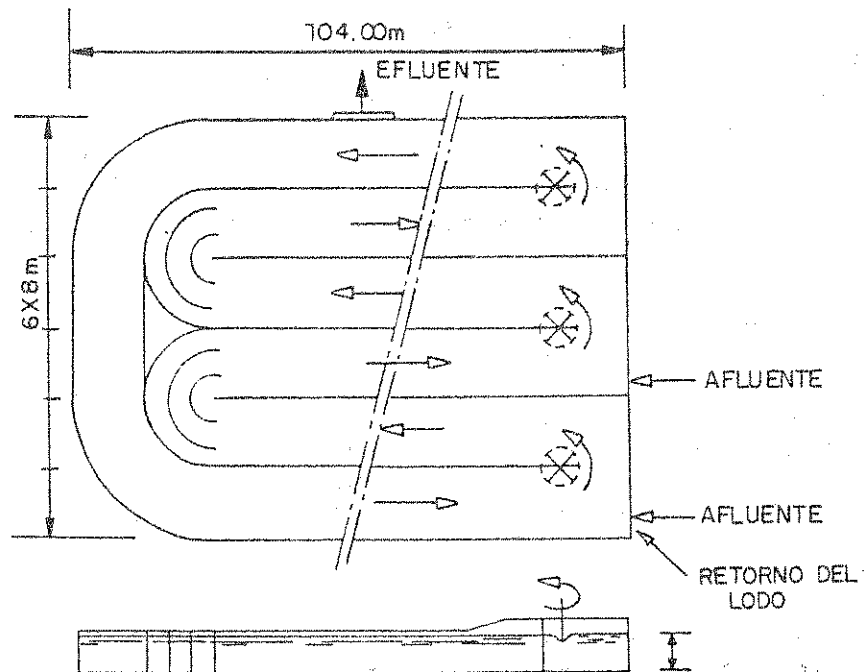
Zanja de Oxidación con Rotor Horizontal

ZANJA DE OXIDACION  
TIPO "CARROUSEL"



Corte 1-1

ZANJA DE OOSTRWOLDE



ZANJA DE KERKRADE (KAFFENBERG)

Figura 11.9.2

Hay plantas funcionando para una población equivalente de 250.000 habitantes en un solo reactor. Tal es el caso de la planta depuradora de Curitiba, Brasil, proyectada para 1.500.000 habitantes y construida para 500.000 habitantes (250.000 habitantes para cada módulo o reactor). En el país, BELLA VISTA, Pdo. de General Sarmiento Provincia de Buenos Aires, está funcionando una planta para 70.000 habitantes y proyectada para 140.000 habitantes. (Dos etapas de dos módulos o calles cada una).

#### 11.9.2.- Procesos que se Desarrollan en el Sistema

En una zanja de oxidación se producen, en forma simultánea y en una operación continua, procesos físicos, químicos y biológicos.

Conjuntamente con el sedimentador secundario, constituyen una sola unidad operativa en el proceso. No se requiere sedimentación primaria ni digestión anaeróbica separada de los lodos producidos, que generalmente se necesitan en el proceso de barros activados convencional.

Las zanjas de oxidación son una variante del proceso de lodos activados convencional. Se basan en el principio del proceso biológico de aeración prolongada de baja carga orgánica.

El flujo que se produce en el interior del reactor, diferencia a las zanjas de oxidación de los reactores de aeración prolongada de mezcla completa.

Al igual que en los barros activados, el desecho a tratar y el lodo recirculado desde los sedimentadores secundarios ingresan al reactor para ser aerados por equipos mecánicos y constituir el licor mezclado.

Dentro de la zanja se produce un alto grado de depuración y estabilización de los lodos resultantes y al mismo tiempo se realiza un tratamiento terciario ya que se oxidan la mayor parte de los compuestos del nitrógeno (nitrificación) y en menor escala los fosfatos. Esa situación provoca una gran eficiencia en reducción orgánica y a la vez evita en gran parte, el aporte de nutrientes, como son el nitrógeno y el fósforo que contaminan los cuerpos receptores.

La nitrificación es la oxidación de los compuestos del nitrógeno, transformando el amoníaco a nitritos y éstos a nitratos, mediante la acción respectivamente de nitrosomas y nitrobacterias.

La denitrificación es la liberación del oxígeno y nitrógeno gaseoso. Este proceso es conveniente que se desarrolle dentro de la zanja y no en el sedimentador secundario, ya que puede resuspender el barro sedimentado en

el mismo (gasificación de los barros). Una ventaja de la denitrificación es la de aportar oxígeno al proceso, pero generalmente no se la considera en el cálculo de la demanda de oxígeno para síntesis, respiración endógena y nitrificación.

Para que la denitrificación se produzca en el reactor es necesario tener un canal (de denitrificación), de gran longitud, comprendido entre dos aeradores alejados y donde se proyecta la salida del licor mezclado del reactor (al final del mismo).

Al igual que en el proceso de lodos activados, la fase biológica activa está constituida por los flóculos suspendidos en el medio líquido que constituyen la "biomasa". Las partículas coloidales son la base para la formación de los flóculos de lodos, en los cuales crecen y se reproducen bacterias heterótrofas aeróbicas, protozoarios y pequeñas cantidades de hongos, algas, metazoarios y otros microorganismos. Este cultivo activo metaboliza el alimento o sustrato representado por la materia orgánica disuelta en el desecho cloacal. Parte de ella se disipa como calor (se quema) y otra parte se incorpora en la masa de nuevas células que se forman en la etapa de síntesis del proceso.

En la aeración prolongada se tiende a que predomine la respiración endógena (autodestrucción de las células viejas) sobre la síntesis de nuevas células (crecimiento celular o de lodo biológico). Esa situación se provoca con mayores retenciones, hidráulica  $t = V/Q$  y celular (tiempo promedio de retención celular que es aproximadamente igual a la edad del lodo en aeración prolongada).

Se busca que la biomasa se desarrolle en forma moderada a fin de tener menor cantidad de lodo en exceso a disponer.

A fin de renovar la biomasa activa que envejece durante el proceso se inyecta en el reactor el barro recirculado que proviene del lodo decantado en la sedimentación secundaria.

Para mantener el equilibrio entre el alimento que ingresa y la biomasa que lo procesa, es necesario retirar diariamente la misma cantidad de barro que se forma en el reactor. La extracción de ese lodo en exceso se puede hacer directamente desde el reactor (operación más racional) o desde la línea de recirculación (sistema más utilizado por razones operacionales).

El restante insumo básico del proceso, además del alimento o sustrato del desecho a tratar y de la biomasa o microorganismos de los flóculos activados, es el oxígeno para satisfacer la demanda en las tres etapas del proceso: síntesis, respiración endógena y nitrificación.

El aporte de oxígeno se hace mediante aeradores mecánicos, superficiales o difusores sumergidos. Otra función de esos equipos es la de suministrar la energía hidráulica necesaria para el escurrimiento requerido en la biocinética del proceso.

En los canales del reactor, la concentración de oxígeno disuelto varía continuamente desde una zona rica cercana al aerador hasta una zona pobre en oxígeno disuelto, prácticamente anóxica, anterior al próximo aerador. Esa situación provoca una variedad de especies de microorganismos que se aclimatan a las concentraciones decrecientes de oxígeno, con la consiguiente optimización de la acción estabilizadora y depuradora de los mismos.

Se ha observado que manteniendo un nivel de oxígeno de 0,5 a 1,5 mg/l en el tanque de aeración, se crea un ambiente desfavorable para el desarrollo de organismos filamentosos y para el abultamiento del lodo, ambos aspectos son negativos en el proceso de sedimentación secundaria. En esa gama se tienen condiciones óptimas para una separación rápida y efectiva de los sólidos del licor mezclado en los sedimentadores.

A su vez, mientras mayor sea el déficit de oxígeno o gradiente de concentración, se transfiere más oxígeno por unidad de volumen y energía consumida en el reactor.

La optimización del suministro de oxígeno se logra operando intermitentemente uno o varios aeradores en períodos de baja demanda, lo que significa ahorro de energía.

En las zanjás ZEPER con aeradores verticales profundos, la concentración promedio de oxígeno es de 1 mg/l (varía entre 0,5 y 2,0 mg/l en operación normal). En cambio en las zanjás PASVEER con aeradores horizontales, esa concentración media llega a 2 mg/l con un máximo de 4 mg/l en la zona de aeración.

Como se expresó anteriormente, además del suministro de oxígeno, los aeradores proveen la energía necesaria para mezcla, y para mantener la circulación del líquido a lo largo de la zanja con una velocidad tal que no se produzca sedimentación.

En zanjás profundas la densidad de potencia  $p$  [w/m<sup>3</sup>] dada por el conjunto de aeradores a la masa líquida no debe ser inferior a 15 w/m<sup>3</sup> (en algunos casos se acepta hasta 10 w/m<sup>3</sup>) para evitar depósitos no deseables de la biomasa en el reactor. Tampoco conviene pasar de 40 w/m<sup>3</sup> (mejor de 30 w/m<sup>3</sup>) por razones económicas. En general se adopta una densidad de potencia para mezcla y luego se verifica la potencia requerida por los aeradores para la demanda de oxígeno del proceso.

Se aconseja que la densidad de potencia para mantener una velocidad óptima en los canales del reactor, de aproximadamente 0,30 m/s (no inferior a 0,26 m/s) sea no mayor al 4 a 5% de la suministrada por la totalidad de los aeradores a la masa líquida.

Otro aspecto a considerar en el diseño de un sistema con zanjas de oxidación, es la disposición del lodo en exceso a extraer del circuito. Debido a la alta edad del lodo (se estima que los sólidos pasan entre 20 y 100 veces por el reactor) se produce una digestión aeróbica dentro de la zanja. El barro resultante es bastante estabilizado (mineralizado), con una cantidad en peso menor que la correspondiente a los barros activados convencionales. Esta característica permite que los lodos en exceso puedan ser dispuestos sin ningún problema en playas de secado o lagunas de lodos (sin olores y fáciles de drenar).

Una circunstancia a considerar es el alto porcentaje de humedad del lodo extraído, alrededor del 99%. De allí, la necesidad de proyectar en ciertos casos espesadores de lodos, generalmente estáticos y de gran altura (en los mismos se completa la estabilización).

Otro aspecto básico a considerar es la edad del lodo  $E_L$  o más precisamente el tiempo promedio de residencia celular,  $TPRC = \theta_C$ , que es el lapso en días, que un microorganismo permanece en el circuito reactor-sedimentador secundario, definido también como la relación de sólidos contenidos en el reactor y los sólidos purgados diariamente del circuito.

Para climas templados (temperatura ambiente promedio no inferior a 15°C) una edad del lodo entre 20 y 30 días proporciona barros suficientemente estabilizados o autodigeridos aeróbicamente, con rotura de los coloides y liberación fácil del agua contenida, lo que posibilita su secado rápido.

El diseño del sedimentador secundario debe ser efectuado con un criterio más estricto que el de otros procesos. El índice volumétrico de lodos o de MOHLMAN, IVL, generalmente es superior a 100 (por tener bajo peso específico), lo que significa una regular sedimentabilidad. Por ello, no sólo debe tenerse en cuenta una baja carga superficial hidráulica,  $Ch$  ( $m^3/m^2 \cdot d$ ), sino también esencialmente una baja carga superficial másica ( $KgSS/d \cdot m^2$ ), vinculadas entre sí.

También deben considerarse la relación de recirculación  $r = Q_r/Q$  ( $Q_r$  = caudal recirculado y  $Q$  = caudal medio afluente) y la concentración de sólidos suspendidos en el reactor  $X = SSTA$  ( $mgSS/L$ ) y en la recirculación  $X_r$ .

El caudal de recirculación dependerá de esa concentración  $X_r$  (bajos valores de  $X_r$  dan mayores  $Q_r$  y



viceversa, pero siempre en el entorno al óptimo de operación de esa concentración  $X_r$ ).

Además del tratamiento preliminar (sistema de ingreso, rejas y desarenador), el proyecto debe considerar los siguientes aspectos:

- Diseño del tanque de aeración que incluye sistema de ingreso y salida.
- Requisitos de oxígeno del proceso y equipos aeradores.
- Producción de lodos y disposición del lodo en exceso; espesado y secado.
- Sedimentador secundario: dimensiones y detalles.
- Relación de recirculación; equipos de impulsión.

#### 11.9.3.- Características Principales de las Zanjas de Oxidación

- Dentro del tanque de aeración se desarrolla conjuntamente la asimilación de la materia orgánica y la estabilización de los lodos producidos en el proceso.
- No se requiere sedimentación primaria y por lo tanto se evita la necesidad de digerir los lodos depositados en la misma.
- El lodo estabilizado del licor mezclado tiene una correcta sedimentabilidad ya que no hay en general problemas de abultamiento (bulking) del mismo.
- El lodo en exceso del proceso tiene buenas condiciones de drenabilidad en la playas de secado. Esta característica hace que en la mayoría de plantas de pequeña y mediana capacidad no se diseñe espesamiento ni acondicionamiento del lodo.
- Se estima una reducción del 60% del lodo en exceso respecto al proceso de barros activados convencionales, lo que significa un beneficio ecológico en su disposición final.
- En el tanque de aeración hay una autorregulación del crecimiento de la biomasa y de la optimización del suministro de energía para la oxidación requerida en el proceso.
- Absorbe fácilmente las cargas de "choque", o sea las sobrecargas hidráulicas, orgánicas o tóxicas en períodos prolongados, al tener alta permanencia hidráulica (entre 15 y 60 horas).

- Es insensible a las variaciones bruscas y valores mínimos de la temperatura. De allí que puede aplicarse en climas fríos, como es el del sur del país.
- Ocupa menor superficie que las lagunas de estabilización, lo que significa poder reemplazarlas cuando no se dispone de terrenos, ya sea por su costo o extensión.
- No se requiere mano de obra especializada en la operación y mantenimiento, especialmente por tener pocos elementos electro-mecánicos (aeradores y sistema de impulsión). La operación normal requiere el control de pocos parámetros (oxígeno disuelto, pH, sólidos suspendidos, recirculación, etc.).

#### 11.9.4.- Inconvenientes que Presentan las Zanjas de Oxidación

- El más importante es el alto consumo de energía. Se requiere elevados valores de la densidad de potencia en la masa líquida, para satisfacer la demanda de oxígeno y los requisitos de energía para la mezcla en el proceso de aeración prolongada. Por ese motivo debe efectuarse una evaluación técnica-económica con respecto a otros procesos, especialmente lagunas de estabilización, antes de adoptar el sistema de tratamiento.
- Otra desventaja es la dependencia de equipos mecánicos (aeradores, circuito de recirculación, etc.) que deben funcionar continuamente, de lo contrario el proceso colapsa. Esta situación no ocurre en lagunas de estabilización o en lechos percoladores.
- A pesar de efectuar la desinfección del efluente tratado no se garantiza la eliminación de huevos de parásitos (helminchos), lo que en lagunas en serie puede lograrse.

#### 11.9.5.- Zanjas de Oxidación Convencionales con Aeradores de Eje Horizontal

##### A.- Generalidades

Son denominadas zanjas holandesas o de PASVEER. Fueron desarrolladas en la década de 1950, con una gran variedad de diseños, tal como se observa en la figura 11.9.3.

Presentan una ventaja por su simplicidad operativa y eficiencia de tratamiento, con costos relativamente bajos respecto a otros sistemas, a fin de lograr la máxima oxidación posible.

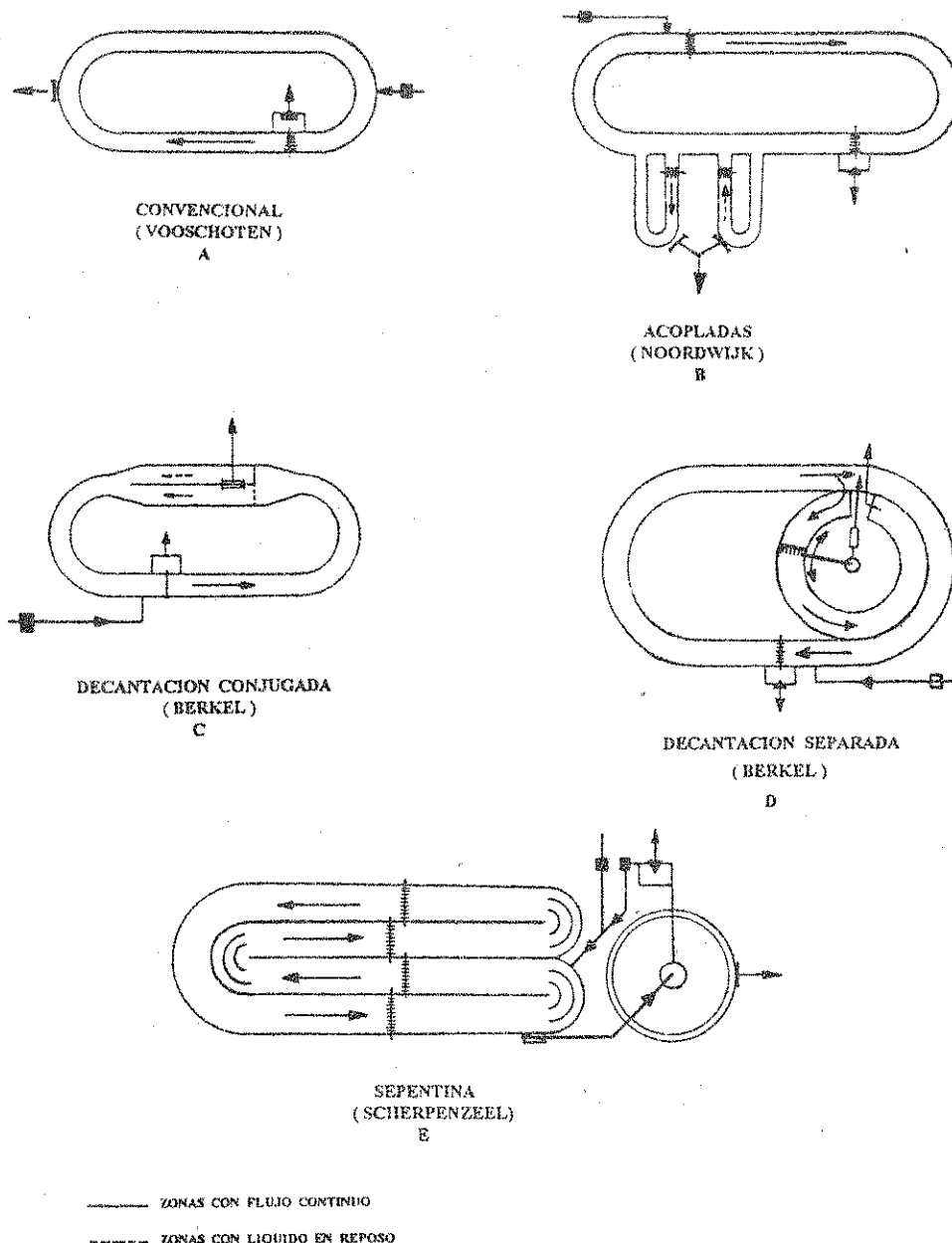


Figura 11.9.3

### Zanjas de Oxidación - Diversas Formas

Debe efectuarse una comparación técnico-económica entre el mayor costo de la energía consumida en las zanjas de oxidación y los costos constructivos y en menor grado operativos, respecto a los procesos convencionales. (hay ausencia de sedimentación primaria y digestión separada).

Los aspectos más destacados de las zanjás de oxidación convencionales son:

- Se aplican aeradores de rotor horizontal. Un ejemplo de éstos se encuentra en las Figuras 11.9.4, 11.9.5 y 11.9.6
- El límite máximo de población total a cubrir es de 10.000 habitantes para rotores convencionales de diámetro  $D = 0,70$  m. Ese límite puede ampliarse utilizando rotores de mayor diámetro,  $D = 1,00$  m (denominado "Mamut" - figura 11.9.7).
- La determinación del volumen normalmente se realiza en forma empírica, utilizando parámetros obtenidos de experiencias observadas en instalaciones en operación. La gran variación instantánea y diaria de las cargas hidráulicas y orgánicas (que ocurre en pequeñas comunidades) no justifica aplicar modelos racionales de diseño.
- Por esa causa, no se requiere normalmente optimizar el cálculo de la demanda de oxígeno del proceso a fin de proyectar los equipos de aeración. Se adopta generalmente una capacidad o necesidad de oxígeno entre 2,0 y 3,0  $\text{KgO}_2/\text{KgDBO}_5$  aplicada en condiciones estándar (el mayor valor para las poblaciones pequeñas).
- Pueden construirse los muros que conforman el circuito cerrado con el material proveniente de las excavaciones. Normalmente, debe agregarse suelo seleccionado para lograr la compactación Proctor requerida para obtener la impermeabilidad de taludes y fondo.
- Los sedimentadores secundarios pueden ser incluidos dentro de los reactores, pero con detrimento de la eficiencia del sistema, especialmente en lo relativo a la turbiedad del efluente.
- En todas las zanjás de oxidación, se puede optimizar el suministro de oxígeno variando el nivel líquido y en consecuencia la sumergencia de los aeradores.

La reducción de velocidades del aerador se realiza en algunos casos mediante un juego de poleas, tal como se indica en la figura 11.9.8.

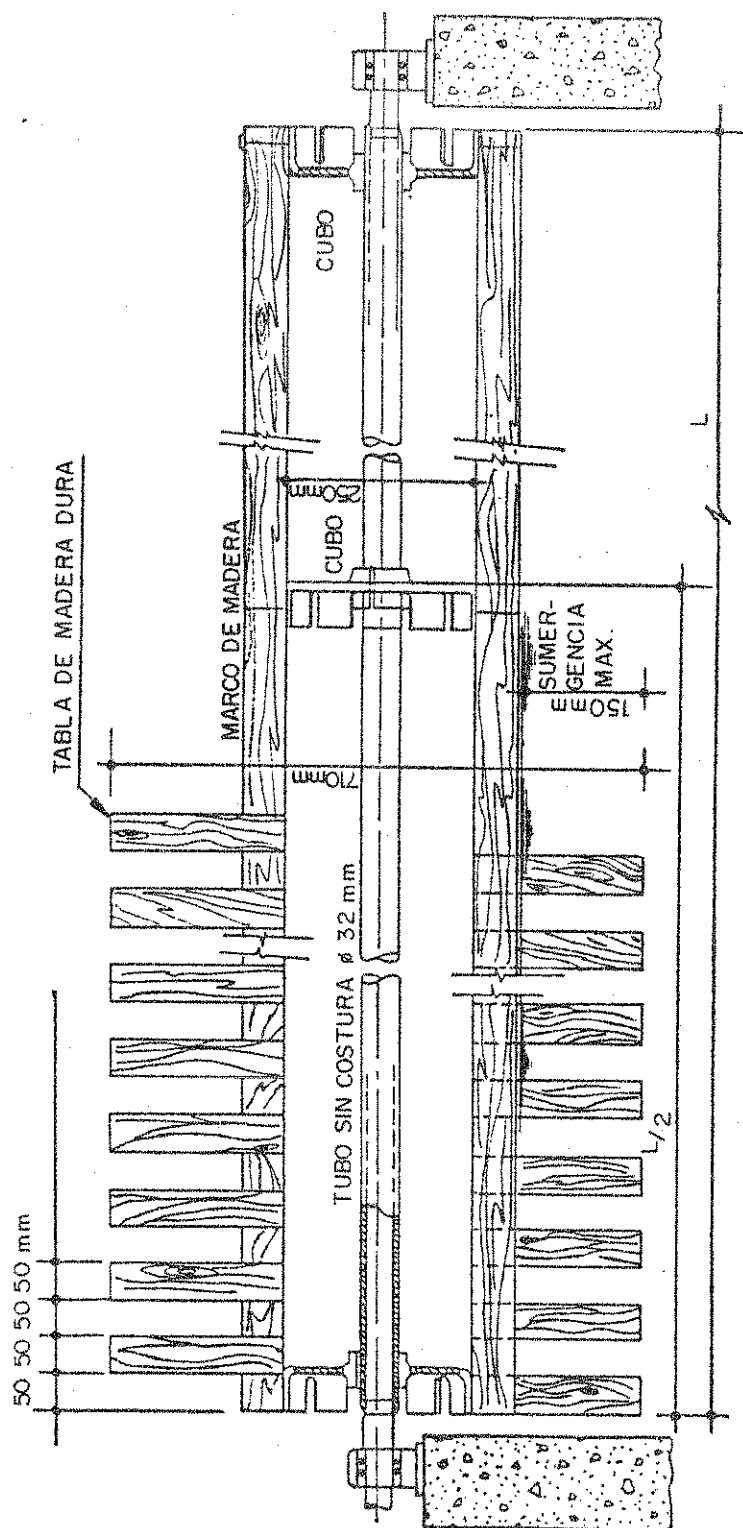


Figura 11.9.4

Rotor Hess - Detalle Longitudinal

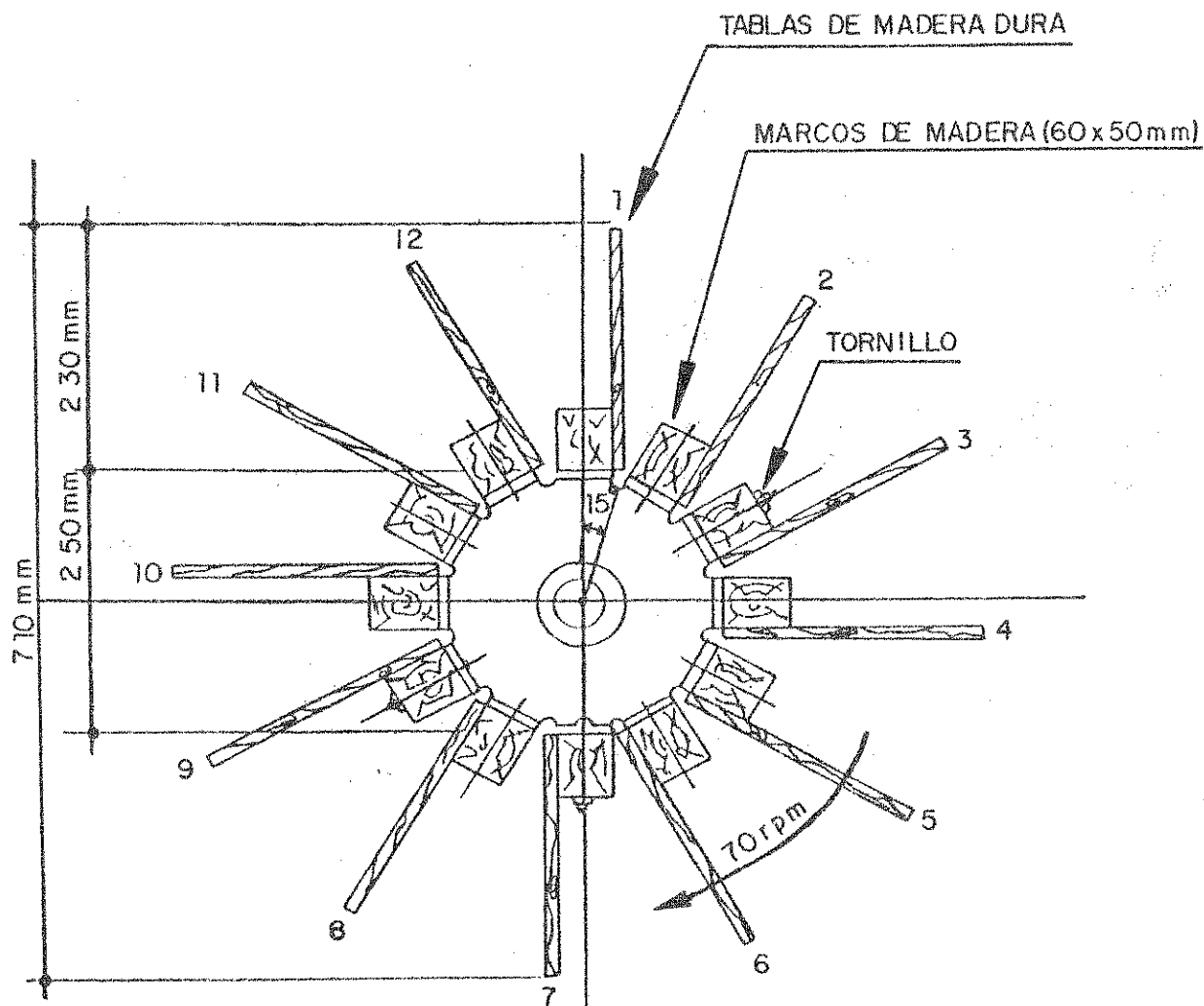
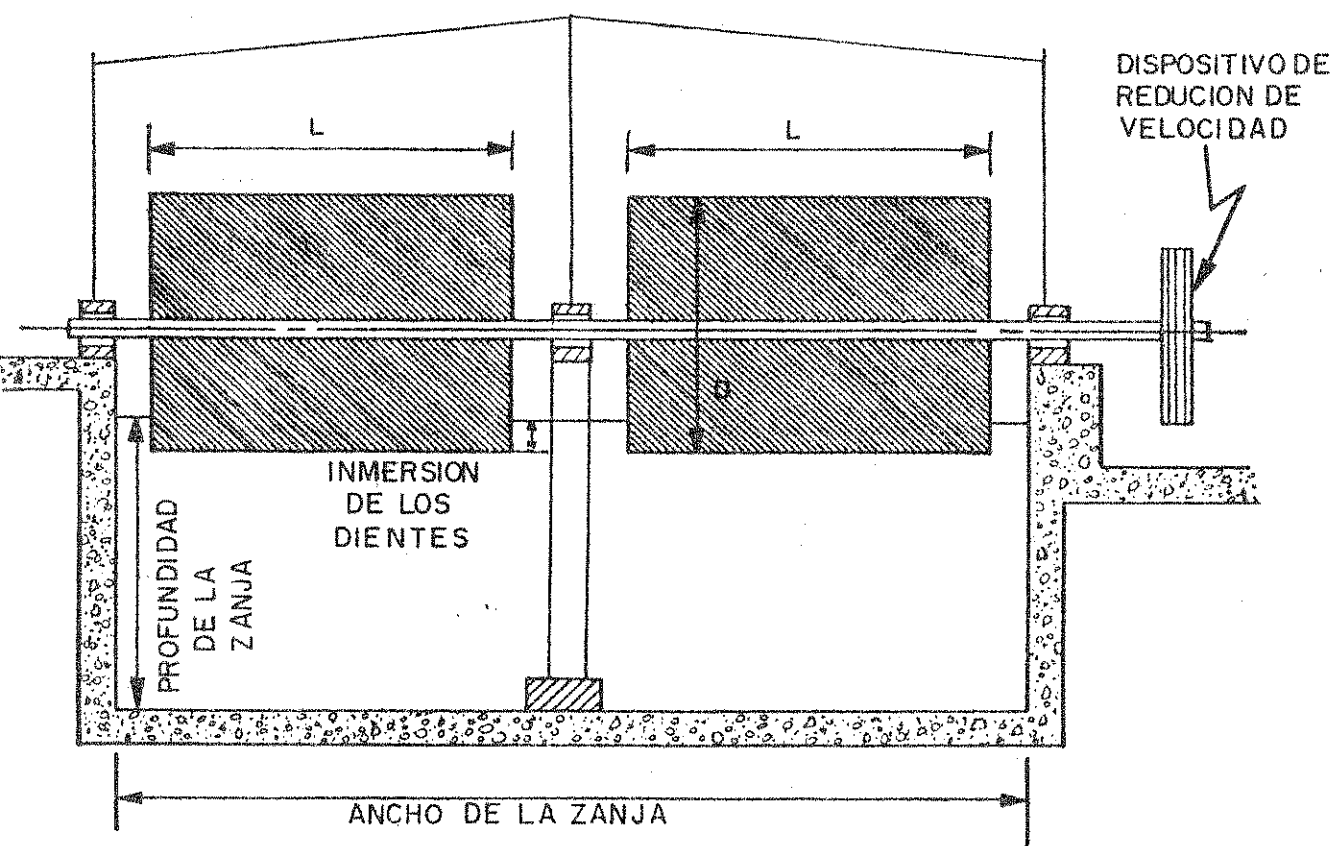


Figura 11.9.5  
Rotor Hess - Detalle de la Sección



LONGITUD DEL ROTOR =  $L$  ( $1.0\text{m} \leq L \leq 2.5\text{m}$ )  
 DIAMETRO DEL ROTOR =  $D$  ( $0.4\text{m} \leq D \leq 0.9\text{m}$ )

Figura 11.9.6

Zanja de Oxidación - Sección Transversal Rectangular

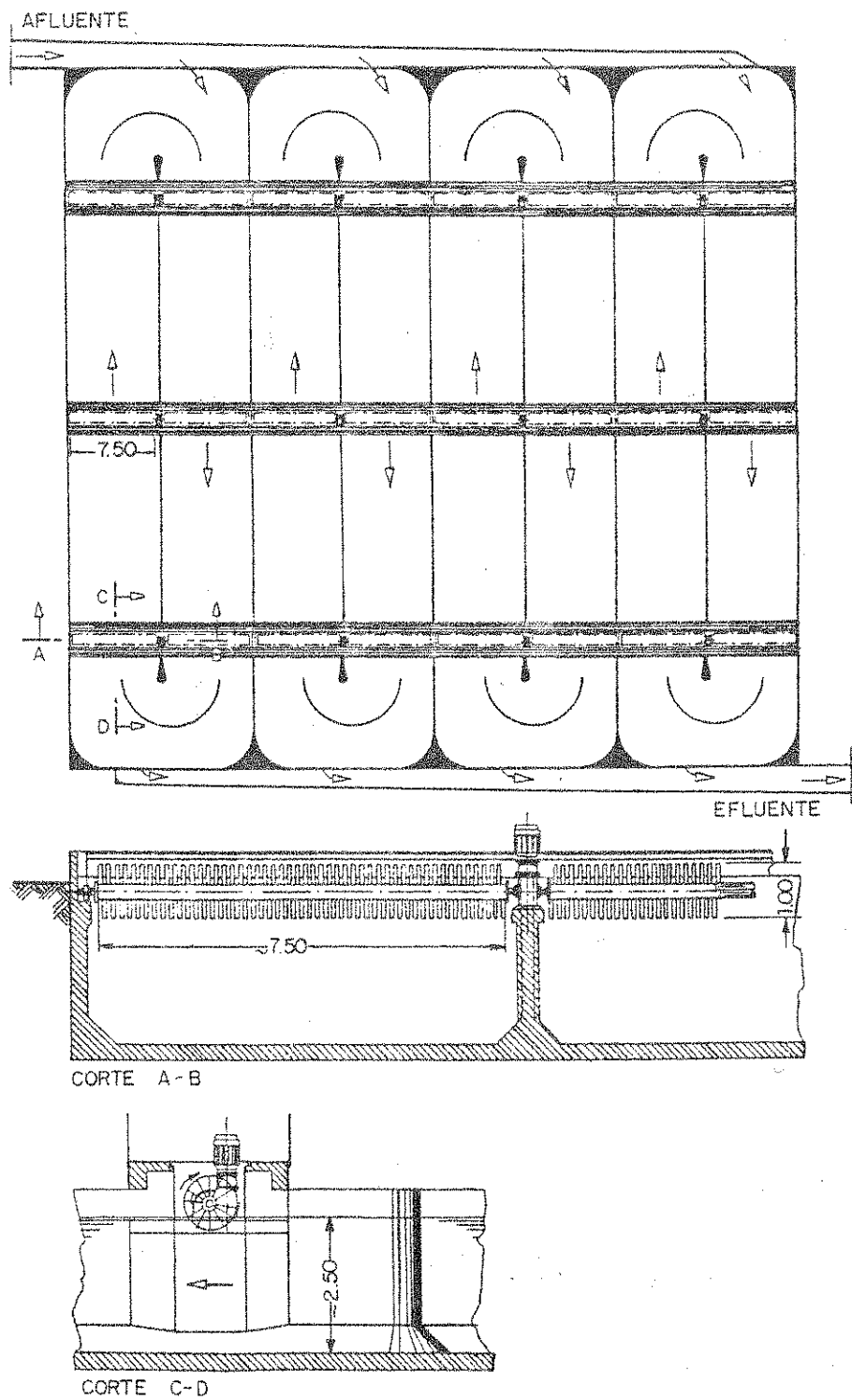


Figura 11.9.7

Rotor Mamut



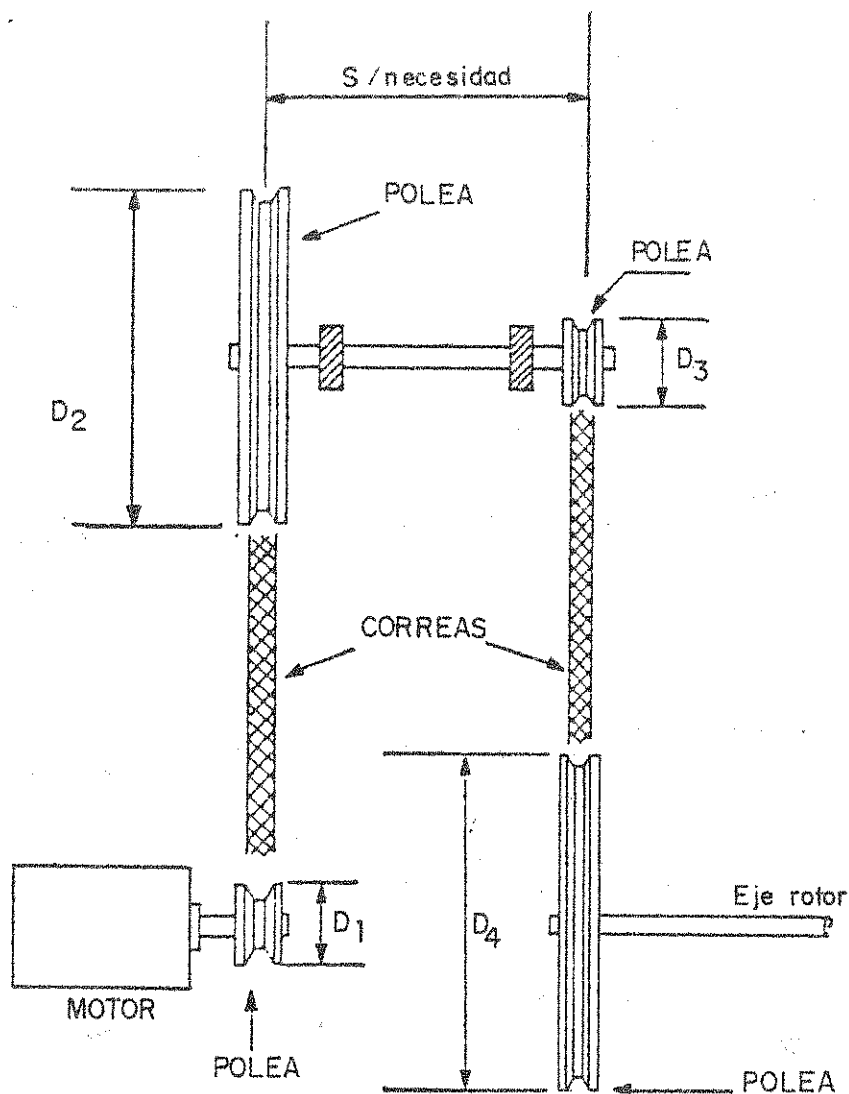


Figura 11.9.8

Sistema de Reducción de Velocidades Motor - Rotor  
Diagrama de Montaje de la Transmisión por Poleas

#### B.- Tipo de Zanjas de Oxidación Convencionales

De acuerdo al tipo de operación se tienen las continuas y discontinuas. En la figura 11.9.9 se indica el sistema continuo.

# PLANTA GENERAL

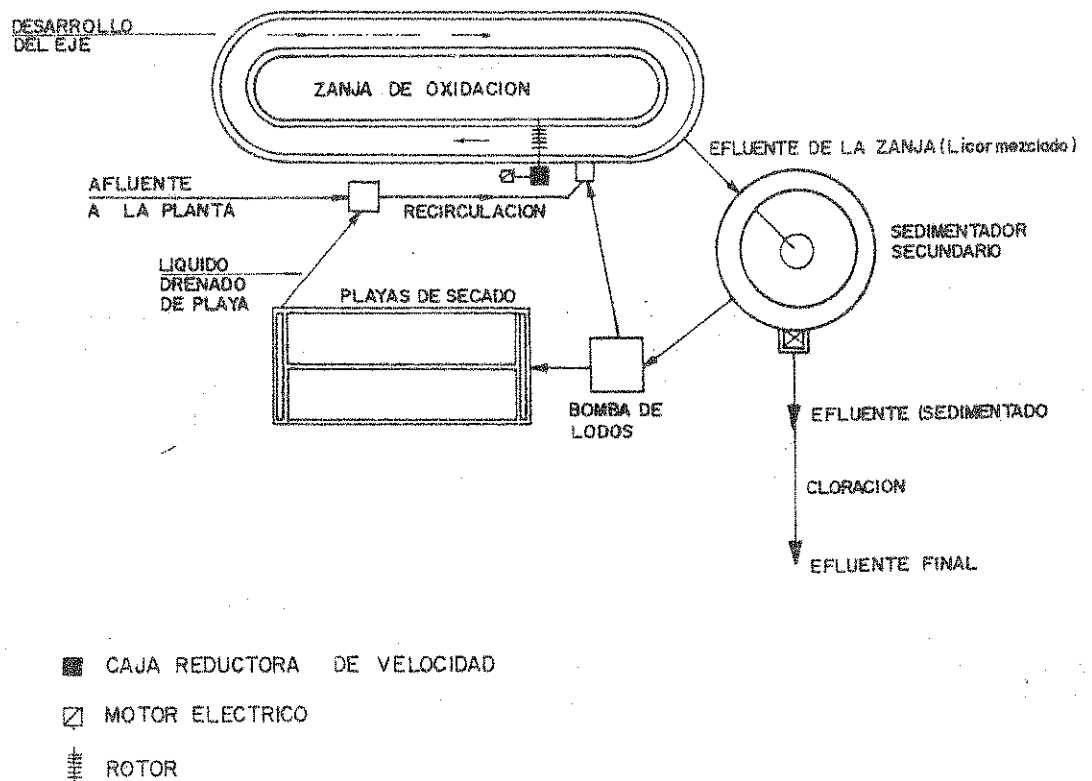


Figura 11.9.9

## Esquema Zanja de Oxidación Convencional con Sedimentación Separada

La operación intermitente elimina los dispositivos de los sedimentadores secundarios y de recirculación de lodos.

Consiste en parar los rotores durante 30 minutos a fin de permitir el depósito de los sólidos sedimentables, dejando las capas superficiales libres de flóculos suspendidos. La porción superior es descargada, hasta un nivel determinado en el reactor, mediante un sifón. Cuando el nivel líquido vuelve a su nivel normal comienzan a operar nuevamente los aeradores.

El funcionamiento de los rotores no debe interrumpirse por muchas horas ya que pueden ocurrir fenómenos de anaerobiosis y olores desagradables.

Los sólidos depositados en el fondo deberá extraerse como lodo en exceso del proceso y enviarse a playas de secado (o a espesadores), cuando la concentración de sólidos suspendidos SSTA del lícor mezclado no sea superior a 4.000 mg/L, normalmente alrededor de 3.000 mg/L.

Por los problemas operativos este tipo de operación ha caído en desuso. De allí que se proyecten zanjas de oxidación con operación continua.

Como alternativa de diseño se puede colocar dentro del tanque de aeración, el sedimentador secundario y en consecuencia la recirculación de los lodos depositados.

En ese caso, se construye el sedimentador longitudinalmente sobre el talud interno del muro de tierra correspondiente a uno de los canales que conforman el circuito. (figura 11.9.10).

La sección transversal del sedimentador es triangular, con un orificio longitudinal practicado en el fondo (vértice) de uno de los muros (generalmente de madera o tabiques de hormigón). Por dicho orificio pasa el licor mezclado para ser recogido por vertederos o caños perforados ubicados en la superficie del sedimentador. A su vez, el lodo depositado vuelve a la zanja por el mismo orificio constituyendo la recirculación.

La variación del nivel líquido del conjunto reactor-sedimentación y en consecuencia la sumergencia de los rotores, se realiza mediante un vertedero móvil ubicado en la cámara colectora del líquido sedimentado.

El lodo en exceso se retira de una cámara u pozo, excavado en el fondo, cercano al talud interno de la isla (muro central divisorio de los canales), en donde se produce el efecto río, o sea depósito de lodo al final del giro a 180° de la cabecera semicircular sin aerador.

Otra variante es la de dividir o derivar dos canales desde uno de los canales del circuito, de igual sección que el mismo. Mediante el bloqueo con compuertas se cierra el flujo en uno de esos canales para permitir la sedimentación mientras sigue el escurrimiento continuo por el otro. En la figura 11.9.3 (Formas B y C), se indica esa variante.

Ambos sistemas son de fácil operación y de costos inferiores a los convencionales, pero tienen menos eficiencia y efluentes de aspecto pobre y de elevada turbiedad.

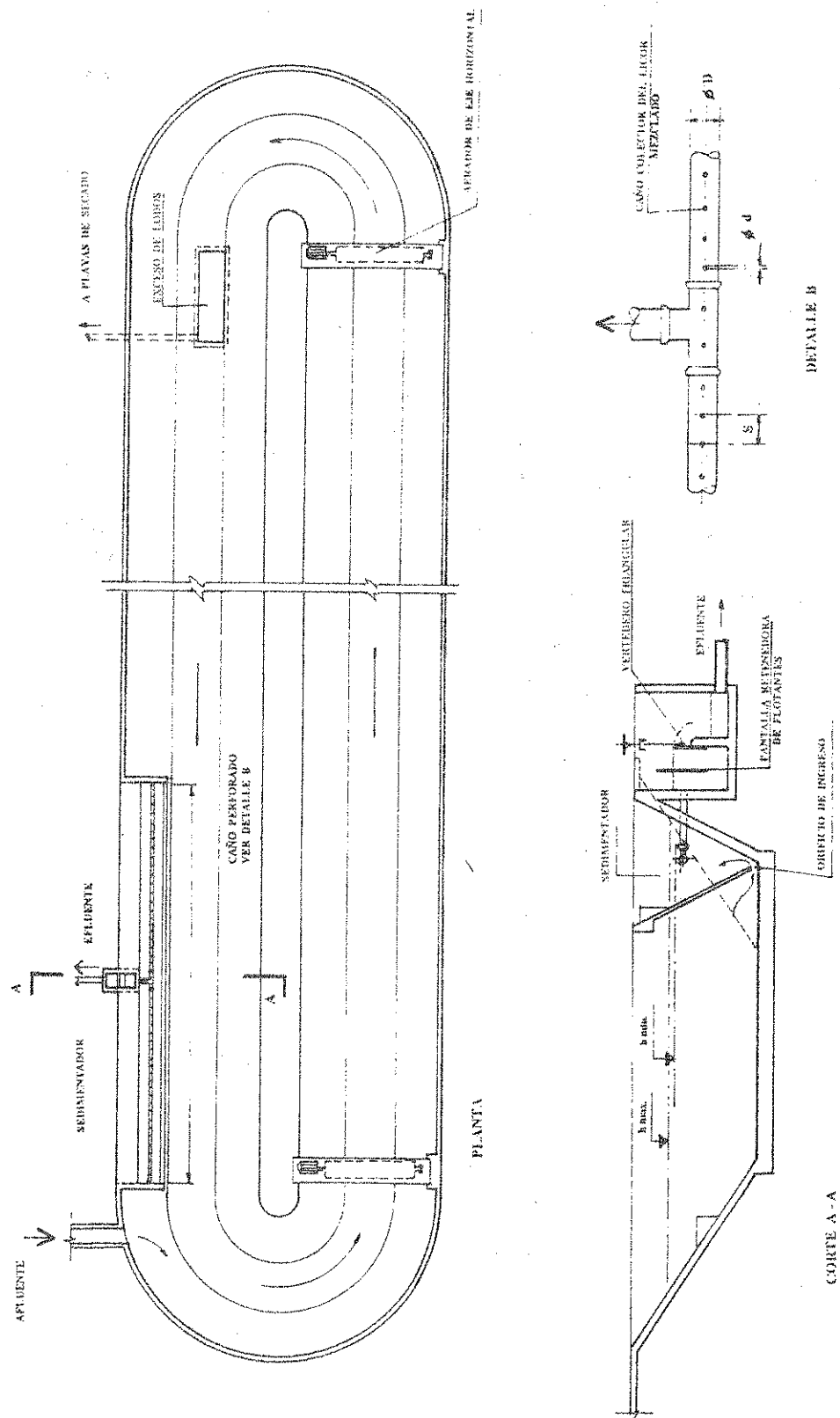


Figura 11.9.10

Zanja de Oxidación con Sedimentador Incluido

## 11.9.6.- Zanjas de Oxidación Profundas con Aeradores Superficiales de Eje Vertical

### A.- Introducción

La concepción de PASVEER se amplió para aplicarla a grandes poblaciones, lo que estaba limitado por la utilización de aeradores con rotores horizontales, aún con los de mayor diámetro (Mamut).

Los aeradores superficiales de rotor horizontal atendían las condiciones de bajo costo para grandes capacidades, pero sus eficiencias eran drásticamente reducidas si se aplicaba a grandes volúmenes de masa líquida.

En Holanda a partir de 1968 se consigue un desarrollo del proceso de aeración en zanjas con profundidades de hasta 5,00 m con rotores verticales. Para ello se disminuye la zona de aeración en función del diámetro del aerador y en los canales se produce una turbulencia adecuada para la acción biocinética necesaria mediante el denominado "flujo orbital" (figura 11.9.11).

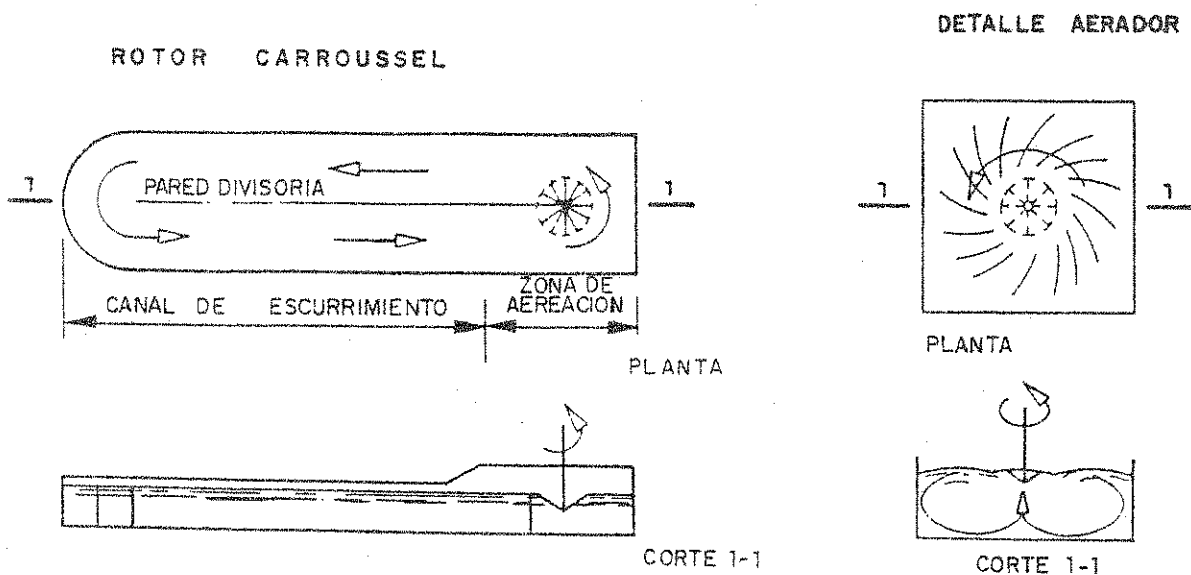


Figura 11.9.11

Modelo de Escurrimiento en un Tanque de Sección Rectangular con Flujo Orbital

## B.- Conformación de los Tanques de Aeración

Para los reactores de menor capacidad, al igual que en las zanjás de oxidación con aeradores de rotor horizontal, el circuito está constituido por dos canales rectilíneos, separados mediante un muro divisorio longitudinal, y por dos cabeceras que los unen, en donde generalmente se instalan los aeradores de eje vertical.

En los reactores de mayor capacidad se requieren generalmente más de dos equipos aeradores a fin de suministrar la densidad de potencia necesaria para suspender la biomasa dentro de los canales de escurrimiento. En consecuencia se necesitan más cabeceras para instalarlos y de allí un mayor número de canales rectilíneos. De proyectarse denitrificación el diseño debe considerar un canal de mayor extensión, normalmente el exterior que rodea a canales interiores y con aeradores consecutivos más distanciados.

Se puede proyectar diferentes disposiciones de canales y cabeceras, formando circuitos cuyas dimensiones y geometría dependerán de la carga orgánica másica o factor de carga  $C_m = A/M$ .

La zona de aeración estará comprendida entre el muro perimetral de la cabecera donde está ubicado el aerador y la línea imaginaria perpendicular al muro divisorio de los canales correspondientes.

Entre el extremo del muro y el aerador de diámetro  $D$ , se proyecta una separación  $L' = 0,015 * D$ , o sea  $L_1 = (0,50 + 0,015) * D = 0,515 * D =$  distancia entre el centro de giro del aerador y el borde extremo del canal divisorio, siendo  $D =$  diámetro del aerador.

En el Trabajo "Aeración prolongada con tecnología modificada", presentado en el XI Congreso de AIDIS de Buenos Aires en 1974, se indican relaciones entre la carga orgánica másica o factor de carga  $C_m = f$  (en Kg  $DBO_5/d * Kg$  SSTA) y la relación  $r = V/V_A$ , siendo:

$V_A =$  volumen líquido de las zonas de aeración

$V =$  volumen líquido total de la zanja de oxidación

Los valores aconsejados, fruto de experiencias holandesas en reactores de esta tecnología, son:

Para: $C_m = 0,05$	$r = 4,1$ a $10,0$
$C_m = 0,06$	$r = 4,2$ a $5,2$
$C_m = 0,10$	$r = 3,0$ a $3,47$
$C_m = 0,30$	$r = 1,0$ a $2,65$

Las dimensiones relativas de las zonas  $V_A$  y  $V$  dependen del factor de carga  $C_m$  utilizado. Para valores bajos de  $C_m$  en aeración prolongada (0,05 a 0,10 Kg DBO<sub>5</sub>/d\*Kg SSTA), es pequeño el volumen de la zona de aeración respecto al volumen total del reactor (entre 1/3,47 y 1/10,0). A mayores valores de  $C_m$  el valor  $V_A$  tiende al de  $V$ , o sea se tiene un pasaje gradual del proceso de aeración prolongada al de barros activados convencional.

La necesidad de tener en aeración prolongada una zona de aeración restringida respecto a la zona de escurrimiento de los canales del circuito orbital, es la de provocar una mezcla completa del desecho afluente a tratar, el lodo activado recirculado y el oxígeno suministrado por los aeradores y a su vez un flujo a pistón en los canales, en donde se produce una rápida acción biocinética en función de la concentración decreciente y gradual de oxígeno que se tiene en los mismos.

Para poder cumplir con esas relaciones, en algunos casos se profundiza la zona de aeración disminuyendo en consecuencia el tirante líquido de los canales o aumentando la longitud de éstos.

#### C.- Hidráulica en el Reactor y Potencia de los Aeradores

Como se indicó anteriormente se producen dos tipos de flujo: mezcla completa en la zona de aeración y escurrimiento a pistón en los canales.

En la zona de aeración hay una mezcla íntima de la carga orgánica afluente y del lodo activado recirculado, con una completa oxigenación. Allí se absorben las cargas de choque.

En los canales con flujo a pistón se origina una rápida acción biocinética que produce la variación del oxígeno disuelto a lo largo de los mismos. Entre dos aeradores consecutivos se pasa de un ambiente rico en oxígeno a uno pobre en ese elemento, al ser el oxígeno paulatinamente consumido para la oxidación de la carga orgánica.

Los aeradores tienen una triple función: suministrar el oxígeno requerido en el proceso, producir una mezcla completa entre el líquido de la zanja y el afluente y simultáneamente transferir la energía para el escurrimiento orbital.

Los aeradores ubicados en las deflexiones a 180° entre dos canales consecutivos (de llegada y salida), son de eje vertical con rotor superficial de tipo abierto, dotado de paletas para producir un escurrimiento radial.

La velocidad de rotación debe ser baja, no superior a 40 r.p.m. con velocidad tangencial no mayor a 7 m/s (mínimo 3 m/s).

Los rotores originan un movimiento elíptico en el plano vertical (succiona el líquido y lo lanza al exterior en ejes radiales) y circular en el plano horizontal, dando como resultado un movimiento en espiral en tres dimensiones, denominado flujo orbital.

Puede optimizarse el consumo de la energía necesaria en el circuito, manteniendo constante la capacidad instalada. Esto se obtiene adecuando la sumergencia de los aeradores a la demanda de oxígeno del proceso, demanda que varía durante el día y continuamente a lo largo del período de diseño.

La sumergencia óptima se logra variando el nivel líquido dentro de la zanja, mediante la variación del nivel de los umbrales de los vertederos de salida del licor mezclado hacia los sedimentadores.

Otra alternativa, no utilizada normalmente, es variando el eje del rotor.

Para seleccionar el equipo de aeración se debe contar con la curva que relaciona la sumergencia del rotor con la potencia consumida y el oxígeno suministrado. También permite analizar la variación de la eficiencia en oxigenación, en función de esa sumergencia.

Para provocar o mantener el escurrimiento en los canales es necesario consumir energía. En las zanjas de oxidación la energía disipada en el flujo es suministrada por los aeradores en las respectivas zonas de aeración.

Estas zonas, por analogía, se consideran como gradas de bajada donde hay gran oxigenación. A su vez también se puede considerar al reactor como un río artificial, donde en cada zona de aeración se efectúa un bombeo hasta un nivel superior para mantener el escurrimiento en el canal aguas abajo.

$P_h = P_e * Q * J$  = potencia total necesaria (en w), para producir el escurrimiento del caudal  $Q$  (en  $m^3/s$ ) con la pérdida de carga  $J$  (en m), siendo:

$P_e = 9.810 \text{ Kg/s}^2 * m^2$  = peso específico del agua

$J = J_F + J_K$  = pérdida de carga total

Se tiene que:

$J_F = U^2 * L/C^2 * R$  = pérdida de carga total continua (fricción), deducida de la fórmula de CHEZY, siendo:



U = velocidad media en el canal (en m/s)

L = longitud del circuito orbital (incluye cabeceras y canales) =  $V/B * H$

V = volumen líquido del reactor (en  $m^3$ )

B = ancho medio de los canales y cabeceras (en m)

H = tirante líquido de diseño, (máximo) (en m)

$R = B * H / (2H + B)$  = radio hidráulico (supuesto constante) (en m)

$C = R^{1/6} / n$  = coeficiente de CHEZY

n = coeficiente de MANNING (0,012 para canales de hormigón)

Entonces:

$$J_F = U^2 * L * n^2 / R^{4/3}$$

Las pérdidas de carga localizadas ocurren en curvas, obstáculos (columnas, deflectores, sensores, variaciones de sección, etc).

$$J_L = \Sigma K U^2 / 2g = \text{pérdidas de carga total localizadas, (en m)}$$

$\Sigma K$  = sumatoria de coeficientes de pérdidas de carga localizadas, K

Entonces:

$$J = J_F + J_K = U^2 * L * n^2 / R^{4/3} + \Sigma K * U^2 / 2g =$$

= pérdida de carga total

$$P_h = P/V = P_e * Q * J/V = P_e * Q * J / (L * B * H) =$$

= potencia unitaria hidráulica = densidad de potencia hidráulica (en  $w/m^3$ ), necesaria para el escurrimiento del caudal Q en el circuito orbital

Reemplazando:

$$P_h = P_e * U * J/L = 9.810 * U^3 * (n^2 / R^{4/3} + \frac{1}{L} \Sigma K / 2g) =$$

= potencia unitaria hidráulica (en  $w/m^3$ ), siendo:

$$Q = B * H * U$$

$$K_C = \frac{\theta}{90} * [0,131 + 1,874 * (\frac{D}{2R})^{3,5}] =$$

= coeficiente de pérdida de carga en curvas (según WEISBACH)

Donde:

$\theta$  = deflexión de la curva ( $\theta = 180^\circ$  en cabeceras)

D = B = ancho del canal (en m)

R = radio del eje medio del canal en las cabeceras (m)

En curvas cerradas:

$$K_C = \frac{180}{90} * [0,131 + 1,874 * (\frac{2R}{2R})^{3,5}] = 4,01 \approx 4 =$$

= coeficiente de pérdida de carga

En curvas cerradas con deflectores:

$$K_C = 0,157 \text{ (según LENCASTRE)}$$

En curvas abiertas de  $180^\circ$  en donde  $R/D = 1,5$ :

$$K_C = 0,333$$

En base a lo expuesto, en general desde el punto de vista hidrodinámico las zanjas de oxidación tradicionales son mejores que las profundas, ya que las pérdidas localizadas influyen más que las continuas por fricción. Además las curvas cerradas tienen 12 veces más pérdida de carga que las abiertas de  $R/D = 1,5$  ( $4/0,333 = 12$ ). De allí la conveniencia de colocar deflectores en curvas cerrada sin aeradores, (se consigue una pérdida de carga 26 veces menor).

Finalmente se puede apreciar que la mayor pérdida de carga del circuito ocurre en las curvas (más del 90% de la total).

En el eje de los aeradores se suministra a la masa líquida de un reactor, una potencia total P (en KW). No hay que confundir la potencia nominal de un motor con la suministrada en el eje.

En el reactor se tiene:

$$p = P/V = \text{densidad de potencia total suministrada a la masa líquida (en KW/m}^3\text{)}$$

$$r_1 = p_h/p$$

Siendo:

$P_h = 9.810 \cdot U^3 \cdot (n^2/R^{4/3} + \Sigma K \cdot L/2g) = Z \cdot U^3 =$   
= densidad de potencia necesaria (en  $w/m^3$ ), para producir el flujo orbital en el reactor con una velocidad  $U$  (en  $m/s$ )

$p$  = densidad de potencia total proporcionada por los aeradores

$Z = 9.810 \cdot (n^2/R^{4/3} + \Sigma K \cdot L/2g) =$  características del circuito orbital (valor adimensional)

El valor de  $r_1$  no debe ser superior a 0,05, para una velocidad de escurrimiento  $U = 0,36$   $m/s$  (valor máximo aconsejado por razones económicas).

Si se disminuye en  $N$  veces la pérdida de carga  $J$  (m) total ocasionada por la velocidad media de escurrimiento en el circuito  $U$  (m/s) y manteniendo las mismas características  $Z$  en el reactor, se tiene:

$$Z \cdot U^3 = \left(\frac{Z}{N}\right) \cdot U_N^3$$

O sea que:

$U_N = N^{1/3} \cdot U =$  velocidad media de escurrimiento, (en  $m/s$ ) para una pérdida de carga ( $J/N$ ) (en m)

Por ejemplo para  $N = 3$  y  $U = 0,24$   $m/s$ , es:

$U_N = 3^{1/3} \cdot 0,24 = 0,346$   $m/s =$   
= nueva velocidad de escurrimiento

O sea que la velocidad no se triplicó al disminuir en un tercio la pérdida de carga. Cabe aclarar que la velocidad media de escurrimiento, no debe ser inferior a 0,26  $m/s$  (de acuerdo a experiencias de CURITIBA - Brasil) para evitar depósitos de sólidos y en consecuencia anaerobiosis en el fondo.

Si se suprime uno o más aeradores en un reactor, el valor de  $p$  disminuye y como consecuencia se incrementa el valor de  $r = p_h/p$ . Esta situación ocurre durante la operación por varios motivos; entre otros podemos mencionar:

- Menor demanda de oxígeno por tener menor carga orgánica afluyente (especialmente en horas nocturnas).
- Aparición del "bulking" (abultamiento de lodos) en el sedimentador secundario.

Para evitar ese incremento pueden efectuarse las siguientes acciones:

- Aumentar la profundidad en la curvas para disminuir las pérdidas de carga.
- Disminuir el número de curvas o el número de aeradores proyectándolos de mayor capacidad (acción más importante).
- Proyectar deflectores en las curvas sin aeradores (también es significativa la incidencia).
- Aumentando la longitud  $L$  del circuito, disminuyendo el ancho  $B$  o el tirante líquido  $H$  (ambos son función del diámetro  $D$  de los aeradores).
- Aumentando el radio hidráulico  $R$ , utilizando canales rectangulares en donde  $B = 2 H$  y además disminuyendo el valor del coeficiente  $n$  de fricción (mejor acabado de los muros).
- Colocando propulsores adicionales como son las hélices (semejantes a la de los aviones o navíos).
- Incrementando la potencia suministrada por los aeradores funcionando, lo que se consigue aumentando el tirante líquido  $H$  mediante los vertederos de salida.

Para simplificar el diseño estructural de los muros de  $H^{\circ}A^{\circ}$  de los reactores se aconseja que el ancho  $B$  sea igual o mayor a  $2 H$ .

En general se tiene, siendo  $D =$  diámetro del aerador adoptado (en m), que:

$H = 0,8$  a  $1,4 D =$  tirante líquido de diseño en las zonas de escurrimiento (valor aceptable  $H = 1,10 D$ )

$B = 2$  a  $3 D =$  ancho de los canales (se acepta  $B = 2 D$ )

Al igual que en zanjás de oxidación convencionales con rotores horizontales, en las profundas con aeradores verticales se pueden construir de secciones trapezoidales, aparte de las rectangulares, excavadas en el terreno natural y taludes compactados. Estos deben protegerse con gaviones, losetas prefabricadas, piedras, hormigón simple, etc.), especialmente en las zonas de aeración. Esta solución es más difícil de aplicar en reactores cuando se incrementa la profundidad (mayor a  $3,00$  m).

El muro divisorio de canales se construye para separar flujos, debiendo estar protegido en los extremos a causa de las turbulencias de los aeradores. En las zanjás excavadas se construye una isla de tierra. En algunos casos el muro central se elimina proyectando deflectores en las curvas para producir el paralelismo de los filetes líquidos,

con el consiguiente sentido y dirección de flujo hacia el respectivo rotor horizontal.

#### 11.9.7.- Cálculo del Volumen Líquido de los Reactores

##### A.- Métodos Empíricos

Los parámetros a utilizar en el diseño son:

- Carga orgánica aplicada al reactor  $L_a$ , expresada en KgDBO<sub>5</sub>/d, correspondiente al líquido afluente al sistema
- Concentración de la biomasa en el reactor,  $X$ , expresada en KgSSTA/m<sup>3</sup> ó mg/l de sólidos suspendidos totales en el tanque de aeración, TA.

Los métodos empíricos se adoptan generalmente en zanjas de oxidación de pequeña o mediana capacidad, convencionales o profundas.

A continuación se mencionan los distintos métodos empíricos desarrollados para calcular el volumen de las zanjas de oxidación.

- PASVEER fijó para el cálculo del volumen  $V$  (en m<sup>3</sup>) del reactor un tiempo de aeración  $t_A = 3$  d, respecto al caudal medio afluente  $Q$  (m<sup>3</sup>/d). O sea:

$$V = Q * t_A = 3 Q = \text{volumen líquido (en m}^3\text{)}$$

- BAARS para pequeñas localidades estableció una carga orgánica volumétrica  $C_v = 0,180$  KgDBO<sub>5</sub>/d \* m<sup>3</sup>, correspondiente a una contribución orgánica per cápita  $S_o = 54$  g/d\*hab. y un aporte hidráulico unitario  $d = 100$  l/d\*hab. En consecuencia se tiene:

$$V = S_o * P / C_v = \text{volumen líquido (en m}^3\text{)}$$

$P$  = población de diseño

##### - Método empírico o semiempírico

Es más racional que los anteriores y está basado en experiencias en plantas de tratamiento, especialmente de HOLANDA. Para el diseño de los tanques de aeración, se consideran dos parámetros:

$C_m = f$  = carga orgánica másica = factor de carga = relación A/M entre el alimento A y los microorganismos M

$X$  = concentración de la biomasa en el tanque de aeración TA o en el licor mezclado LM

El parámetro  $C_m$  es la relación entre la masa orgánica aplicada al reactor diariamente (Kg DBO<sub>5</sub> aplicada por día) y la masa de sólidos suspendidos totales en el tanque de aeración TA o en el licor mezclado LM, (Kg SSTA o Kg SSLM). Normalmente se expresa a  $C_m$  en Kg DBO<sub>5</sub>/d \* Kg SSTA o en Kg DBO<sub>5</sub>/d \* Kg SSLM.

El parámetro  $X$  es la densidad de sólidos suspendidos totales que hay en el reactor TA o en el licor mezclado. En general se lo expresa como Kg SSTA/m<sup>3</sup> o KgSSLM/m<sup>3</sup>.

La masa de microorganismos  $X * V$  es la causante de la degradación orgánica del proceso.

También se tiene para ambos parámetros:

$$C_m = f = L_a / X * V$$

Donde:

$L_a = S_a * Q = S_o * P$  = carga orgánica aplicada diariamente al reactor a través del caudal afluente (Kg DBO<sub>5</sub>/d)

$S_a$  = concentración orgánica del líquido afluente (KgDBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup> o mg/L de DBO<sub>5</sub>)

$S_o$  = aporte orgánico diario per cápita (KgDBO<sub>5</sub> / d \* hab)

$P$  = población de diseño (Nº de habitantes)

$Q$  = caudal afluente diario a tratar en el reactor (no incluye caudal de recirculación) (m<sup>3</sup>/d)

En consecuencia se tiene:

$C_v = C_m * X$  = carga orgánica volumétrica, aplicada por m<sup>3</sup> de tanque de aeración (KgDBO<sub>5</sub> / d \* m<sup>3</sup>)

$V = L_a / C_v$  = volumen del reactor o tanque de aeración (m<sup>3</sup>)

Para desechos domésticos se tienen los siguientes valores deducidos de experiencia, entre ellos los de CURITIBA (Brasil) y BELLA VISTA (Argentina):

$C_m = f = 0,05$  a  $0,10$  KgDBO<sub>5</sub>/d\*KgSSTA, pudiendo llegar hasta  $0,15$  KgDBO<sub>5</sub>/d\*KgSSTA en aeración semiprolongada (de menor eficiencia en reducción orgánica)

$X = 3$  a  $8$  KgSSTA/m<sup>3</sup>, siendo el rango entre  $3$  y  $6$  KgSSTA/m<sup>3</sup> el más aconsejado

$C_v = 0,200$  a  $0,400$  KgDBO<sub>5</sub>/d \* m<sup>3</sup>

- Método considerando el Tiempo Promedio de Residencia Celular  $\theta_c$  (sugerido por M. PUJOL)

Considera que en aeración prolongada se tiene una eficiencia en reducción orgánica  $E_f = 100\%$  y que la edad del lodo  $E_L$  es igual a  $\theta_c$  tiempo promedio de residencia celular, (por ser los sólidos suspendidos en el efluente  $SS_e \approx 0$ .)

En esa consideración, en régimen permanente la biomasa que se sintetiza diariamente debe ser igual a la biomasa que se retira diariamente del circuito como barro en exceso.

Entonces se tiene:

$I * Q * S_a$  = biomasa sintetizada diariamente, como sólidos suspendidos (SS)

Siendo:

$I$  = índice de crecimiento celular o de microorganismos (en KgSS/Kg DBO<sub>5</sub>) = biomasa sintetizada diariamente, que es función de  $\theta_c$

$S_a$  = concentración de DBO<sub>5</sub> del afluente (en kgDBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>)

$S_e \approx 0$  = concentración de DBO<sub>5</sub> del efluente para  $E_f \approx 100\%$

$Q$  = caudal afluente (en m<sup>3</sup>/d)

También:

$XV/\theta_c \approx XV/E_L$  = biomasa extraída diariamente del circuito (barro en exceso), como SS

Siendo:

$X$  = sólidos suspendidos totales en el TA (kg SSTA/m<sup>3</sup>)

$V$  = volumen del tanque de aeración (m<sup>3</sup>)

Entonces:

$$I * Q * S_a = X * V / \theta_c \longrightarrow \frac{1}{\theta_c} = I * Q * S_a / X * V$$

En consecuencia:

$$I * C_m = \frac{1}{\theta_c}, \text{ siendo:}$$

$t = V/Q$  = retención hidráulica (en d) para  $V$  = volumen del reactor (en m<sup>3</sup>)

$$C_m = \frac{Q * S_a}{V * X} = \frac{S_a}{t * X} =$$

= carga orgánica másica [en Kg DBO<sub>5</sub> /(d \* Kg SSTA)]

De acuerdo a VOSLOO - DOWNING (1970), los valores de I y E<sub>f</sub>, son funciones  $\theta_c$ , para líquidos sedimentados.

Este método empírico sirve principalmente para el diseño de plantas de tratamiento de capacidad mediana o pequeña.

En aeración prolongada, con edad del lodo  $\theta_c$  no inferior a 20 d, se puede considerar I = 0,75 Kg SS producidos/Kg DBO<sub>5</sub> aplicada, teniendo en cuenta, experiencias europeas para líquidos sin sedimentación primaria.

Entonces se puede presuponer:

$$C_m = 1 / (0,75 \theta_c) = \text{carga orgánica másica, o}$$

$$C_m = 1 / \theta_c = \text{carga orgánica másica (valor conservador).}$$

La experiencia indica que para aeración prolongada es conveniente que X = SSTA = concentración en sólidos totales en el tanque de aeración, no sea superior a 5 Kg SSTA/m<sup>3</sup> (mg/l) y para diseño,  $\theta_c$  debe estar comprendida entre 15 y 30 d.

En resumen, para el diseño se adoptan I,  $\theta_c$  y X (de acuerdo a límites establecidos) y se calculan  $C_m = 1 / I * \theta_c$  y  $C_v = C_m * X$ . Finalmente con  $La = Q * S_a = \text{carga orgánica aplicada (kg DBO}_5/\text{d)}$ , se tiene  $V = La / C_v = \text{volumen del reactor (en m}^3\text{)}$ .

## B.- Métodos Racionales

### 1. Introducción

El planteo matemático de la combinación de los procesos básicos de un sistema de tratamiento de lodos activados, permite visualizarlos mejor que la sola intuición de las interrelaciones entre esos procesos.

Pero en general hay limitaciones a las cuales están sujetos los modelos. Entre las mismas se mencionan:

- Imposibilidad de tener disponibles los parámetros cinéticos de diseño, al no contar en la mayoría de los casos con el líquido afluente para ser analizado. Los distintos valores encontrados en la bibliografía técnica, tienen diferencias apreciables.
- Algunos modelos parten de suposiciones empíricas.



- Se supone básicamente que en el reactor biológico existe mezcla completa, cosa que no ocurre en las zanjas de oxidación, en donde en los canales el flujo tiende a ser a pistón.
- No se considera la posible descomposición anaeróbica del lodo depositado en el sedimentador secundario.
- No se ha estudiado el efecto de las sustancias tóxicas para la biomasa, la representatividad de las constantes y la validez de los modelos para representar condiciones impermanentes.

## 2. Modelo racional de diseño

En el numeral 11.8.6 se analizan modelos racionales para diseñar procesos de barros activados.

### - Modelo de STEWARD - LAWRENCE - MC CARTY

Se basa en la relación de MONOD, también atribuida a MICHAELIS-MENTON, la cual establece que la velocidad específica de utilización de sustrato es una función hiperbólica de la concentración de sustrato y lineal de la concentración de la biomasa activa del reactor.

La función hiperbólica se expresa con la siguiente expresión:

$$\mu = \frac{(d_s/d_t)}{X} = \frac{k * S}{K_s + S} =$$

= masa de sustrato utilizada en la unidad de tiempo por unidad de peso de la biomasa activa (masa de microorganismos) = velocidad específica de utilización del sustrato por unidad de peso de los microorganismos (en tiempo<sup>-1</sup>)

Donde:

$d_s/d_t$  = velocidad de utilización del sustrato  
(en masa/tiempo)

X = masa activa en el reactor (en masa)

k =  $\mu_{\text{máx}}$  = velocidad máxima de utilización del sustrato por unidad de peso de microorganismos (en tiempo<sup>-1</sup>)

$K_s$  = constante de saturación del sustrato = concentración del sustrato para la cual la velocidad de utilización del sustrato por unidad de la biomasa, es la mitad de la velocidad máxima  $\mu_{\text{máx}} = k$  (en masa / volumen)

S = concentración orgánica que rodea a los microorganismos = concentración de un sustrato limitante

En la expresión de la velocidad específica de utilización  $\mu$ , cuando la concentración de S es muy grande, el valor de  $\mu$  tiende al valor de  $k = \mu_{\text{máx}}$ , que representa la masa específica y corresponde al sector hiperbólico de la curva  $\mu$  versus S.

Cuando la concentración S es muy pequeña (inferior a  $K_s$ ), se tiene un factor de proporcionalidad tal que la relación es lineal.

En la figura 11.9.12 se indica la curva  $\mu$  en función de S:

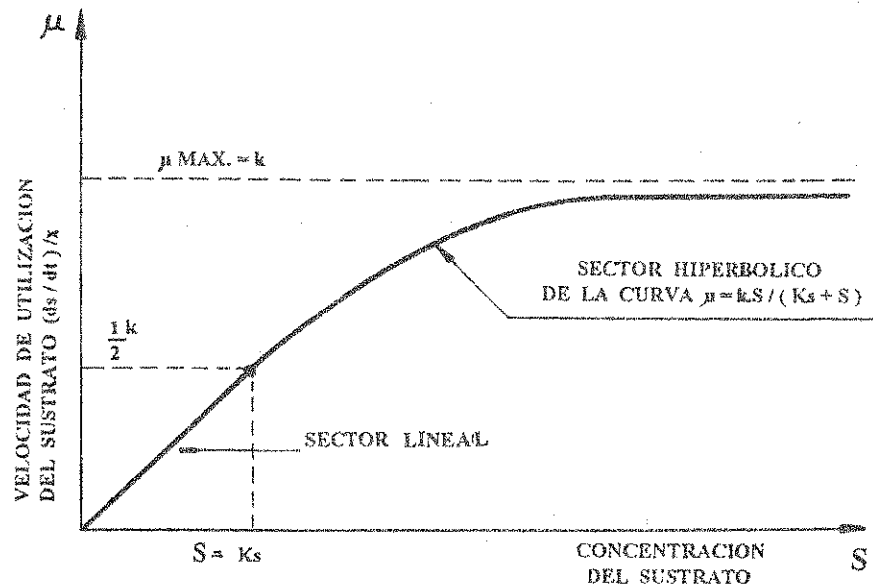


Figura 11.9.12

Esquema de la Relación entre la Velocidad de utilización del Sustrato  $\mu$  y la concentración del Sustrato S en el Reactor

En el proceso de barros activados, la velocidad de crecimiento neto de microorganismos está dada por la siguiente expresión:

$$(dX/dt) = Y * (ds/dt) - K_e * X =$$

= velocidad de crecimiento neto de la biomasa activa en el reactor (masa/tiempo)

Donde:

$Y$  = coeficiente de síntesis celular = peso de biomasa activa producida por peso de masa de sustrato removida = fracción de sustrato removido para síntesis de nuevo material celular (masa/masa)

$K_e$  = coeficiente de autodestrucción de microorganismos en la fase de respiración endógena (en tiempo<sup>-1</sup>)

$ds/dt$  = velocidad de utilización del sustrato (en masa/tiempo)

$X$  = peso de masa activa en el reactor (en masa)

En zanjas de oxidación, la recirculación y la disposición separada de los lodos en exceso, se realiza desde la descarga de los lodos depositados en el sedimentador secundario.

En la figura 11.9.13 se indica el esquema de operación de un sistema con zanja de oxidación.

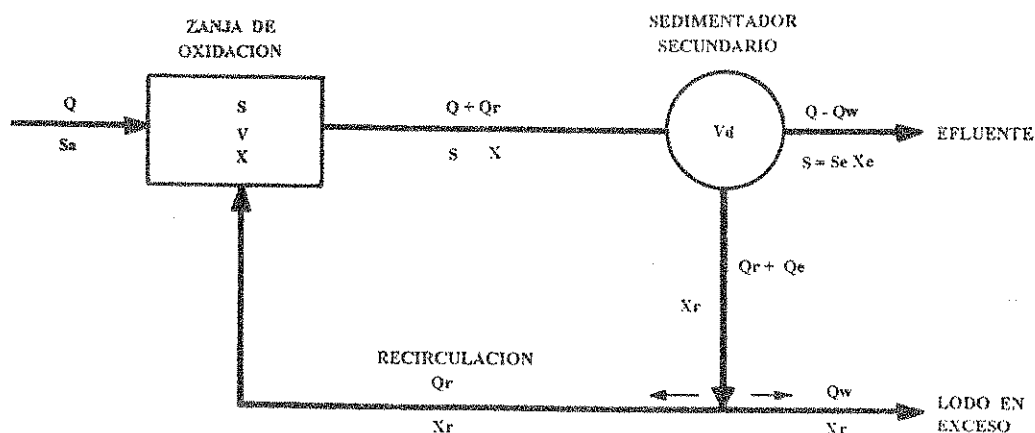


Figura 11.9.13

Esquema de Operación en una Zanja de Oxidación

Donde:

$Q$  = caudal afluente a tratar

$Q_r$  = caudal recirculado

$Q_w$  = caudal en exceso extraído del circuito

$X$  = concentración de sólidos suspendidos volátiles en el reactor

$X_r$  = concentración de sólidos suspendidos volátiles del líquido recirculado

$X_e$  = concentración de sólidos suspendidos volátiles del efluente del sedimentador secundario

$S_a$  = concentración orgánica afluente

$S$  = concentración orgánica en el reactor

$S_e$  = concentración orgánica en el efluente  $\approx S$

$V$  = volumen líquido del tanque de aeración (reactor)

$V_d$  = volumen líquido del sedimentador secundario

Haciendo un balance de la masa biológicamente activa en el circuito y considerando que  $X_e \approx 0$  (por ser alta la eficiencia orgánica), se tiene:

$$\frac{d(X * V)}{dt} = V * Y (ds/dt) - K_e * X * V - \frac{X * V}{\theta_c}$$

El primer término es el crecimiento celular vía síntesis, el segundo término es la destrucción celular vía respiración endógena y el tercer término el lodo extraído del circuito considerando la definición de la edad del lodo  $\theta_c$  (en tiempo) (no considera  $X_e \approx 0$ ).

En condiciones de equilibrio  $d(X * V) / dt = 0$ . O sea dividiendo por el volumen  $V$  y haciendo transposición de términos, se tiene:

$$Y * \frac{(ds/dt)}{X} = K_e + \frac{1}{\theta_c}$$

$\theta$  = edad del lodo (en tiempo)

De acuerdo a la relación MONOD:

$$(ds/dt) / X = \mu = \frac{k * S}{K_S + S}$$

Es decir:

$$Y * \left( \frac{ds/dt}{X} \right) = K_e + 1 / \theta_c = \frac{Y * k * S}{K_S + S}$$

Haciendo cálculos se tiene:

$$S = \frac{K_S (K_e * \theta_c + 1)}{\theta_c (Y * k - K_e) - 1} =$$

= concentración de equilibrio del sustrato en el tanque de aeración = concentración de sustrato soluble en el efluente del reactor (y del efluente del sedimentador secundario) (masa/volumen)

La remoción de sustrato en la entrada y salida del reactor, en condiciones de equilibrio, es:

$$V * (ds/dt) = Q * S_a - Q * S$$

En consecuencia:

$$ds/dt = \frac{Q}{V} * (S_a - S) = \frac{S_a - S}{t}$$

Siendo:

$t = V/Q$  = permanencia hidráulica en el reactor (en tiempo)

Reemplazando el valor de  $ds/dt$  en el balance de materia celular en el reactor y aplicando condiciones de equilibrio continuo, se tiene:

$$\frac{d(xv)}{dt} = V * Y (ds/dt) - K_e * X * V - \frac{X * V}{\theta_c} =$$

$$= V * Y * \frac{S_a - S}{t} - K_e * X * V - \frac{X V}{\theta_c} = 0$$

Despejando X se tiene:

$$X = \frac{Y * \theta_c * (S_a - S)}{t (K_e * \theta_c + 1)} = \frac{Y * \theta_c * Q * (S_a - S)}{V * (K_e * \theta_c + 1)} =$$

= concentración de equilibrio de la biomasa activa en el tanque de aeración o reactor TA = concentración de la masa activa biológica responsable de la asimilación del sustrato o materia orgánica (en masa/volumen)

En consecuencia:

$$V = \frac{Y * \theta_c * Q (S_a - S)}{X * (K_e * \theta_c + 1)} =$$

= volumen del tanque de aeración (en volumen)

El valor del volumen V se indica en m<sup>3</sup>, cuando los parámetros se expresan:

Y = coeficiente de síntesis celular  
(en Kg X<sub>v</sub> producidos/Kg DBO<sub>5</sub> reducida)

X = X<sub>v</sub> = concentración de sólidos suspendidos volátiles SSV en el reactor TA (en Kg SSVT/m<sup>3</sup>)

S<sub>a</sub> = concentración media de DBO<sub>5</sub> total, afluente al reactor TA (en Kg DBO<sub>5</sub> total/m<sup>3</sup>)

S = concentración media de DBO<sub>5</sub> soluble, efluente del reactor TA (en Kg DBO<sub>5</sub> soluble/m<sup>3</sup>)

Q = caudal medio afluente al reactor TA (en m<sup>3</sup>/día)

θ = edad del lodo (en día) (en aeración prolongada es semejante a TPRC = tiempo promedio de residencia celular que incorpora X<sub>e</sub>)

K<sub>e</sub> = coeficiente de autodestrucción celular (día<sup>-1</sup> = 1/día)

t = V / Q = permanencia hidráulica en el reactor TA (en día)

En las zanjas de oxidación de flujo orbital, en los canales de escurrimiento se produce un flujo a pistón. En consecuencia la concentración de microorganismos en el reactor, X<sub>v</sub>, es el promedio de las correspondientes al ingreso y egreso del mismo.

La realización de un modelo cinético del sistema con flujo a pistón es dificultosa. LAWRENCE y MC CARTY establecieron la siguiente expresión:

$$\mu = q = \frac{Q (S_a - S)}{X_v * V} = \frac{k (S_a - S)}{(S_a - S) + K_e (1 + r) * L_n \left[ \frac{(S_a - S)}{(1 + r) S} \right]}$$

= velocidad específica de utilización del sustrato en flujo a pistón (en Kg DBO<sub>5</sub> removida/d \* Kg SSVTA)

En consecuencia para r menor a 1 y haciendo cálculos en forma similar a lo expuesto, se tiene:

$$\begin{aligned} 1/\theta_c &= \frac{Y * Q (S_a - S)}{X_v * V} - K_e = \\ &= \frac{Y * k (S_a - S)}{(S_a - S) + K_e (1 + r) * l_n \left[ \frac{(S_a - S)}{(1 + r) * S} \right]} \end{aligned}$$

Los valores de  $\theta_c$ , Q,  $S_a$ , S,  $X_v$ , V, k, Y y  $K_e$ , son los indicados anteriormente, mientras que  $r = Q_r / Q$  = relación de recirculación.

Valores representativos del modelo de STEWARD, LAWRENCE y MC CARTY, son los siguientes:

$$k = 5 \text{ a } 10 \text{ día}^{-1}$$

$$K_e = 0,055 \text{ día}^{-1} \quad \text{para } T = 15^\circ\text{C} = \text{temperatura media del líquido}$$

$$K_e = 0,075 \text{ día}^{-1} \quad \text{para } T = 20^\circ\text{C} = \text{temperatura media del líquido}$$

$$K_s = 20 \text{ a } 100 \text{ mg/L de DBO}_5 \text{ soluble}$$

$$DQO \approx 2 \text{ DBO}_5 = 1,42 \text{ SSV} = \text{demanda química de oxígeno}$$

$$b \text{ DQO} = 1,8 \text{ a } 1,9 \text{ DBO}_5 = \text{demanda química de oxígeno biodegradable}$$

- Constantes Cinéticas a Determinar

De acuerdo al modelo son:

$Y$  =  $a$  = masa celular resultante del crecimiento o síntesis celular para masa orgánica removida en KgSSV/KgDBO<sub>5</sub> utilizada o KgSSV/KgBDQO utilizada

$k$  = velocidad máxima de utilización del sustrato por unidad de microorganismos en:

$K_S$  = concentración orgánica en el reactor para  $k/2$ , en: KgDBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup> o en Kg b DQO/m<sup>3</sup>

$k_e$  =  $b$  = coeficiente de degradación celular en la respiración endógena (en días<sup>-1</sup>)

- Metodología a Seguir en el Diseño

Se tienen los siguientes pasos a seguir:

- Datos del proyecto:

$Q$  = caudal afluente al reactor (m<sup>3</sup>/d)

$S_a$  = concentración orgánica del líquido afluente (Kg/m<sup>3</sup> o mg/L de DBO<sub>5</sub> o bDQO)

- Parámetros a deducir en el laboratorio o a asumir de acuerdo a bibliografía técnica:  $k$ ,  $K_e$ ,  $K_S$

- Edad del lodo: se asume  $\theta_c$  entre 20 y 30 días para diseño de procesos de aeración prolongada.

- Con los parámetros anteriores se calcula el valor de  $S = S_e$  = concentración orgánica efluente del reactor (y del sedimentador secundario), aplicando la relación:

$$S = S_e = \frac{K_S * (k_e * \theta_c + 1)}{\theta_c * (Y * k - k_e) - 1} =$$

= concentración orgánica efluente (DBO o DQO soluble)

- Con el valor de  $t = V/Q$  = permanencia hidráulica en el reactor (días), se tiene:

$$X = X_v = \frac{Y * \theta_c * Q (S_a - S_e)}{V * (k_e * \theta_c + 1)} =$$

= concentración de la biomasa en equilibrio. Debe estar entre 4.000 y 6.000 mg/L de sólidos suspendidos volátiles (SSVTA)



- Finalmente se tiene el volumen del reactor o de la zanja de oxidación, aplicando:

$$V = \frac{Y * \theta_C * Q * (S_a - S_e)}{X * (k_e * \theta_C + 1)} =$$

= volumen del reactor (en m<sup>3</sup>)

Entonces se verifican los parámetros de aeración prolongada:

$$C_m = \frac{Q * (S_a - S_e)}{V * X_v} =$$

= velocidad específica de utilización de la masa orgánica por unidad de biomasa en el reactor = carga orgánica másica = factor de carga, que se aconseja entre 0,05 y 0,10 Kg DBO<sub>5</sub> removida/(d \* Kg SSVTA), en aeración prolongada.

$C_v = X_v * C_m$  = carga orgánica volumétrica, que se aconseja entre 0,200 a 0,400 Kg DBO<sub>5</sub> removida / (d \* m<sup>3</sup>), en aeración prolongada

$E_f = 100 (S_a - S_e)/S_a$  = eficiencia en reducción orgánica (en %), que también es un parámetro de diseño para determinar  $S_e$ .

#### 11.9.8.- Determinación de la Demanda de oxígeno en el Proceso

Se necesita conocer la demanda de oxígeno que se produce en el sistema de aeración prolongada para determinar el tipo y la capacidad de los equipos aeradores. En general, los requisitos de energía para mantener la mezcla en suspensión homogénea del líquido, son mayores que los correspondientes a la demanda de oxígeno en aeración prolongada de flujo orbital.

Los requisitos de oxígeno, tanto de sistemas con aeración mecánica como los de aire difuso, han sido investigados en pruebas de laboratorio determinando coeficientes empíricos de cálculo.

En el tratamiento biológico, los requisitos de oxígeno se producen para cubrir las siguientes demandas del proceso:

- Síntesis de nuevo material celular o crecimiento del lodo en el reactor, oxidando parte del sustrato removido (DBO<sub>5</sub>).
- Respiración endógena o descomposición de células viejas, a fin de mantener los requisitos basales del proceso.

- Nitrificación del nitrógeno orgánico (proteínas, urea, amoníaco, etc.), transformándolo en producto más estable como son los nitratos.
- Absorber las demandas de oxígeno imprevistas como son las provocadas por: incremento de la carga orgánica, afluente líquido séptico y productos químicos que consumen oxígeno en su transformación. De allí, la necesidad de considerar un coeficiente de pico.

Se ha determinado que para tener comienzo de nitrificación se necesita un tiempo de residencia celular mínimo  $\theta_c = \theta_c$  de:

$1,5 \leq \theta_c \leq 2$  días, para temperaturas  $T$  entre  $14$  y  $17^\circ\text{C}$ .

$\theta_c = 5$  días para temperaturas entre  $4$  y  $11^\circ\text{C}$ .

O sea, que en sistemas bien operados de barros activados se puede nitrificar bajo diferentes climas.

Las zanjas de oxidación son proyectadas con suficiente edad del lodo  $\theta_c$ , lo que produce siempre nitrificación completa; en cambio en los procesos convencionales de barros activados se tiene una nitrificación parcial.

La denitrificación es la liberación del oxígeno y nitrógeno gaseoso de los nitratos. Es conveniente que se produzca dentro del reactor biológico, siendo indeseable que se efectúe en el sedimentador secundario porque los gases al adherirse a los lodos sedimentados haciéndolos más livianos, los reflotan.

#### - Síntesis:

Es la respiración del sustrato que consiste en la transformación de la materia orgánica en celular.

$$\begin{aligned} \text{DO}_1 &= a' * \text{kg DBO}_5 \text{ reducida diariamente} = a' * Q * (S_a - S_e) = \\ &= \text{demanda de oxígeno para síntesis (kg O}_2\text{/d)} \end{aligned}$$

siendo:

$$a' = (\text{kg O}_2 \text{ /d requerido}) / (\text{kg DBO}_5 \text{ /d removido})$$

$a' = 0,30$  a  $0,80$  dependiendo de la naturaleza del desecho

Los valores más utilizados en líquidos cloacales domésticos, son:

$a' = 0,45$  a  $0,55$ , preferentemente  $a' = 0,50$  Kg  $\text{O}_2$ /Kg  $\text{DBO}_5$  removido para síntesis únicamente

#### - Respiración Endógena o Autodestrucción de Células Viejas

$DO_2 = b' * \text{cantidad de lodo en el reactor} = b' * V * X =$   
= demanda de oxígeno para respiración endógena

Siendo:

$b' = \text{KgO}_2 / \text{d} * \text{kg SSTA} = \text{coeficiente que varía entre } 0,05 \text{ y } 0,10$ , que depende de la naturaleza del desecho y de la temperatura.

Cuando la temperatura en el tanque de aeración es superior a  $20^\circ$ , se tiene aumento de la tasa de respiración endógena  $b'$  del lodo, produciendo en consecuencia un incremento de la demanda de oxígeno.

Ante esa situación se requiere reducir la concentración de la biomasa  $X = \text{SSTA}$ , para compensar ese aumento.

También al ser mayor el coeficiente  $b'$  se ocasiona una mayor estabilización o mineralización, con la consecuente reducción de la cantidad de lodo y por lo tanto se puede disminuir la edad del lodo.

O sea, que para temperaturas elevadas se puede mantener constante la demanda de oxígeno del proceso disminuyendo la concentración  $X = \text{SSTA}$  y en consecuencia, aumentando la carga orgánica másica  $C_m = A / M$ , sin problemas para la calidad del lodo y del efluente del sistema.

#### - Nitrificación

Para que ocurra nitrificación completa (transformación del nitrógeno total a nitratos por oxidación), deben satisfacerse ciertas condiciones:

- pH debe estar entre 6 y 9, preferentemente pH mayor a 7.
- Grado de depuración elevado, o sea que se haya satisfecho la demanda carbonácea y comenzado la demanda nitrogenosa.
- Oxígeno disuelto OD mayor a  $0,5 \text{ mg/L}$ , siendo el promedio óptimo entre  $1,0$  y  $2,0 \text{ mg/L}$ .
- Edad del lodo mayor a 15 d, preferentemente entre 20 y 30 d y baja relación alimento -microorganismos  $C_m = A/M = f$  (entre  $0,05$  y  $0,10 \text{ Kg DBO}_5/\text{d} * \text{Kg SSTA}$ ).
- Temperatura T del líquido mayor a  $5^\circ \text{ C}$ .
- Cantidad suficiente de bacterias nitrificantes (nitrosomas y nitrobacterias) con aclimatación apropiada.
- En general, no hay problemas de inhibición de la nitrificación para desagües cloacales.

Entonces se tiene:

$$DO_3 = c' * \text{kg Nitrógeno Kjeldahl (NKT)} \\ = \text{demanda de oxígeno para nitrificación (kgO}_2\text{/d)}$$

Siendo:

$c' = 4,57 \text{ kg O}_2 / \text{Kg N nitrificable}$ . Constante determinada en el laboratorio en reacciones de nitrificación (por nitrosomas y nitrobacterias)

Experimentalmente también es:  $c' = 4,33 \text{ kg O}_2 / \text{kg N}$

El nitrógeno nitrificable corresponde al orgánico y al amoniacal, que sumados representan el nitrógeno Kjeldahl (NKT).

En general, un líquido cloacal doméstico contiene entre 30 y 50 mg/L de nitrógeno Kjeldahl y entre 15 y 20 mg/L de nitrógeno orgánico. La contribución per cápita de nitrógeno NKT en desechos domésticos es de  $Z = 6$  a  $12 \text{ g/(d*hab)}$ .

Entonces;  $NKT = P * Z = \text{Kg Nitrógeno nitrificable}$ , siendo:

$P = \text{población de diseño}$

Adoptando una eficiencia de nitrificación  $E_1$  (se estima  $E_1 = 90\%$ ), se tiene:

$$DO_3 = c' * NKT * E_1 = c' * P * Z * E_1 = \\ = \text{demanda de oxígeno para nitrificación}$$

Un método práctico de establecer el requisito de oxígeno para la nitrificación es que para  $10 \text{ g/(d*Hab)}$  de nitrógeno nitrificable se requieren  $4 \text{ kg O}_2 / \text{kg N}$ , o sea:

$$DO_3 = 0,040 \text{ kgO}_2\text{/(d*hab)} = \text{demanda para nitrificación}$$

#### - Denitrificación de los Nitratos

Para que ocurra la liberación de oxígeno y nitrógeno gaseoso en el canal de denitrificación, deben cumplirse las siguientes condiciones:

- . Alto nivel de nitrificación previa.
- . Nivel de oxígeno disuelto OD menor a  $0,5 \text{ mg/L}$ , prácticamente con ausencia de oxígeno (zona anóxica).
- . pH entre 6,5 y 7,5, preferentemente mayor a 7.
- . Temperatura del líquido superior a  $5^\circ \text{ C}$ .

- Ingreso de líquido fresco (crudo), con concentración orgánica disponible para recibir el oxígeno aportado en el proceso.
- El canal de denitrificación, ubicado entre dos aeradores consecutivos, debe tener la mayor longitud posible.
- La salida del licor mezclado desde vertederos, debe tener una caída libre tal que permita la liberación del nitrógeno gaseoso y su escape a la atmósfera. Otra solución es proyectar la salida en la zona de aeración que no reciba líquido fresco ni recirculado.

Se tiene que:

$DO_4 = d' \cdot \text{Nitrato denitrificado} = \text{aporte de oxígeno al proceso por denitrificación (kgO}_2/\text{d)}$ , siendo:

$d' = (10/16) \cdot c' = 0,625 \cdot c'$  = coeficiente de denitrificación, considerando que de los 16 oxígenos introducidos para nitrificación hay 10 oxígenos reaprovechados en el proceso

$E_2 = \text{eficiencia en denitrificación} \approx 0,90$

En consecuencia:

$DO_4 = 0,625 c' \cdot P \cdot Z \cdot E_1 \cdot E_2 = \text{aporte de oxígeno en el proceso de denitrificación, siendo}$

$\text{Nitrato denitrificado} = \text{Kg/d de nitrato} \cdot E_2 = Z \cdot P \cdot E_1 \cdot E_2$

Los valores de  $Z$ ,  $P$  y  $E_1$ , han sido desarrollados en el proceso de nitrificación.

#### - Demanda de Pico

Debido a las variaciones de la  $DBO_5$  del desecho afluente durante el período de diseño, a los cambios de biomasa en el reactor y a las variaciones de la temperatura del líquido, se prevé un factor de pico  $K_0$  entre 1,25 y 1,50 para diseño.

Según Vosloo (1976), ese coeficiente de pico, es:

$K_0 = 1,50$  para edad del lodo  $E_L = 15$  a  $30$  d

#### - Demanda de Oxígeno en Condiciones Estándar

$DO_8 = (DO_1 + DO_2 + DO_3) \cdot K_0 =$   
 = demanda total diaria de oxígeno de diseño ( $\text{kgO}_2/\text{d}$ ) sin considerar el aporte de la denitrificación, en condiciones estándar; agua limpia sin oxígeno disuelto  $OD = 0$  mg/L, con temperatura  $T = 20^\circ$ , altitud  $H = 0,00$  m n.m., presión atmosférica  $760$  mm Hg (al nivel del mar o donde se ensayan los equipos)

$$DO_S = (DO_1 + DO_2 + DO_3 - DO_4) * K_O = \text{idem considerando el aporte de la denitrificación}$$

Hay que considerar la experiencia de la planta depuradora de CURITIBA - Brasil, en donde se consideró la denitrificación y sin embargo se tiene un exceso de unidades de aeración de acuerdo a la demanda real.

Es decir que para plantas de gran capacidad como la mencionada (250.000 habitantes por reactor) se puede incorporar la denitrificación.

También se tiene una fórmula práctica para determinar la demanda de oxígeno, DO, en condiciones estándar:

$$DO_S = K_O * a'' * L_a + c'' * P = \text{demanda de oxígeno para síntesis, respiración endógena y nitrificación en aeración prolongada, con edad del lodo } \theta_C \approx E_L \geq 20 \text{ d (KgO}_2\text{/d)}.$$

Donde:

$K_O = 1,5$  = coeficiente de pico o relación entre los valores máximo y medio de la tasa de oxigenación para  $\theta_C \approx E_L \geq 20 \text{ d}$ .

$a'' = 1,6 \text{ KgO}_2 \text{ utilizado/KgDBO}_5 \text{ aplicada}$  = coeficiente para la demanda carbonácea (síntesis y respiración endógena), correspondiente para aeración prolongada ( $\theta_C \approx E_L \geq 20 \text{ d}$ ).

$L_a$  = carga orgánica aplicada al tanque de aeración TA. (Kg DBO<sub>5</sub>/d)

$c'' = 0,040 \text{ KgO}_2\text{/(d*hab)}$  = coeficiente para la demanda nitrogenosa considerando que cada habitante aporta diariamente 10 g de nitrógeno utilizable y que se requiera 4,57 Kg de O<sub>2</sub> por Kg de nitrógeno nitrificable (KJELDHAL), con una eficiencia del 90% en nitrificación.

P = población de diseño (N° de habitantes).

#### - Demanda de Oxígeno en Condiciones de Campo

Los equipos aeradores son probados en condiciones estándar. De allí que deben satisfacer la demanda de oxígeno correspondiente a las condiciones de campo del lugar de emplazamiento de la planta de tratamiento. Dichas condiciones son:

#### - Líquido cloacal

- Oxígeno disuelto promedio en las zanjas de oxidación (1 mg/L en las profundas y 2 mg/l en las convencionales)
- Temperatura T°C del líquido
- Altitud H (m), generalmente sobre el nivel del mar (H = 0)

$K_C = \alpha * \theta (T-20) * (\beta * C_{sc} - OD) / C_{ss}$  = coeficiente de corrección para:

$\alpha$  = relación entre las tasas de transferencia de oxígeno respectivamente del líquido cloacal y del agua pura, que varía de acuerdo a las características del tipo de excretas. Normalmente para líquidos domésticos se tiene valores entre 0,8 y 0,95.

$\beta$  = relación entre las concentraciones de saturación de oxígeno disuelto respectivamente del líquido cloacal y del agua pura. Dicha relación para líquido domésticos varia entre 0,85 y 1,00.

$\theta$  = constante de dependencia de la temperatura. Para aeración mecánica  $\theta = 1,024$  y para difusores  $\theta = 1,020$ . En Curitiba se estableció  $\theta = 1,01875$

$C_{sc}$  = concentración de saturación de oxígeno disuelto para agua pura, que depende de la temperatura T(°C) del agua y la altitud H (m), correspondiente a la localidad del proyecto.

$C_{sc} = 9,02$  mg/L, para T = 20°C y H = 0,00 m (según el cuadro N°11.9.1, se tiene los valores de  $C_{sc}$  (mg/L) para ambos parámetros).

OD = concentración media de oxígeno disuelto en el reactor (en mg O<sub>2</sub>/L). Se adopta para las zanjas de oxidación convencionales, OD = 2 mg O<sub>2</sub>/L y para las zanjas de oxidación profundas (carroussel), OD = 1 mg O<sub>2</sub>/L

Entonces:

$DO_C = DO_S / K_C$  = demanda de oxígeno real o en condiciones de campo, que debe ser relacionada con la capacidad de oxigenación estándar  $CO_S$  del equipo aerador

$CO_C = CO_{ss} * K_C$  = capacidad de oxigenación real o en condiciones de campo del aerador, que debe ser relacionada con la demanda de oxígeno en condiciones estándar  $DO_S$

Generalmente se aplica el segundo criterio para obtener la potencia total requerida en el eje (no en el motor) de los aeradores.

OXIGENO DISUELTO EN AGUA LIMPIA [mg/l]  
VARIACION EN FUNCION DE TEMPERATURA DEL  
LIQUIDO Y ALTITUD SOBRE NIVEL DEL MAR

Z	P'	P	4.02	5.31	6.11	7.02	8.04	9.20	10.51	11.65	13.62	15.48	17.32	19.31	22.35	25.17	28.26	31.74	35.53	39.71	44.28	49.28	54.76
0	750.00		14.652	13.965	13.134	12.492	11.842	11.271	10.748	10.262	9.819	9.404	9.022	8.667	8.334	8.021	7.723	7.437	7.158	6.885	6.612	6.335	6.051
100	750.59		14.459	13.780	12.950	12.308	11.658	11.087	10.604	10.118	9.675	9.260	8.878	8.523	8.190	7.877	7.584	7.303	6.999	6.725	6.452	6.179	5.905
200	741.85		14.288	13.610	12.780	12.138	11.488	10.917	10.434	9.948	9.505	9.090	8.708	8.353	8.020	7.707	7.414	7.133	6.829	6.555	6.282	6.009	5.735
300	732.04		14.110	13.432	12.602	11.960	11.310	10.739	10.256	9.770	9.327	8.912	8.530	8.175	7.842	7.529	7.236	6.955	6.651	6.377	6.104	5.831	5.557
400	722.89		13.933	13.255	12.425	11.783	11.133	10.562	10.079	9.593	9.150	8.735	8.353	7.998	7.665	7.352	7.059	6.778	6.474	6.200	5.927	5.654	5.380
500	713.89		13.759	13.081	12.251	11.609	10.959	10.388	9.905	9.419	8.976	8.561	8.179	7.824	7.491	7.178	6.885	6.604	6.300	6.026	5.753	5.480	5.206
600	705.12		13.587	12.909	12.079	11.437	10.787	10.216	9.733	9.247	8.804	8.389	8.007	7.652	7.319	7.006	6.713	6.432	6.128	5.854	5.581	5.308	5.034
700	696.58		13.419	12.741	11.911	11.269	10.619	10.048	9.565	9.079	8.636	8.221	7.839	7.484	7.151	6.838	6.545	6.264	5.960	5.686	5.413	5.140	4.866
800	688.22		13.250	12.572	11.742	11.100	10.450	9.879	9.396	8.910	8.467	8.052	7.670	7.315	6.982	6.669	6.376	6.095	5.791	5.517	5.244	4.971	4.697
900	679.18		13.084	12.406	11.576	10.934	10.284	9.713	9.230	8.745	8.302	7.887	7.505	7.150	6.817	6.504	6.211	5.930	5.626	5.352	5.079	4.806	4.532
1000	670.75		12.921	12.243	11.415	10.773	10.123	9.552	9.069	8.584	8.141	7.726	7.344	6.989	6.656	6.343	6.062	5.781	5.477	5.203	4.930	4.657	4.383
1100	662.42		12.759	12.081	11.253	10.611	9.961	9.390	8.907	8.422	7.979	7.564	7.182	6.827	6.494	6.181	5.899	5.618	5.314	5.040	4.767	4.494	4.220
1200	654.20		12.590	11.912	11.084	10.442	9.792	9.221	8.738	8.253	7.810	7.395	7.013	6.658	6.325	6.012	5.730	5.449	5.145	4.871	4.598	4.325	4.051
1300	646.08		12.422	11.744	10.916	10.274	9.624	9.053	8.570	8.085	7.642	7.227	6.845	6.490	6.157	5.844	5.562	5.281	4.977	4.703	4.430	4.157	3.883
1400	638.06		12.257	11.579	10.751	10.109	9.459	8.888	8.405	7.920	7.477	7.062	6.680	6.325	6.002	5.689	5.407	5.126	4.822	4.548	4.275	4.002	3.728
1500	630.14		12.133	11.455	10.627	9.985	9.335	8.764	8.281	7.796	7.353	6.938	6.556	6.201	5.878	5.565	5.283	5.002	4.698	4.424	4.151	3.878	3.604
1600	622.31		11.981	11.303	10.475	9.833	9.183	8.612	8.129	7.644	7.201	6.786	6.404	6.049	5.726	5.413	5.131	4.850	4.546	4.272	4.000	3.727	3.453
1700	614.59		11.832	11.154	10.326	9.684	9.034	8.463	7.980	7.495	7.052	6.637	6.255	5.900	5.577	5.264	4.982	4.701	4.397	4.123	3.850	3.577	3.303
1800	606.95		11.684	11.006	10.178	9.536	8.886	8.315	7.832	7.347	6.904	6.489	6.107	5.752	5.429	5.116	4.834	4.553	4.249	3.975	3.702	3.429	3.155
1900	599.42		11.537	10.859	10.031	9.389	8.739	8.168	7.685	7.200	6.757	6.342	5.960	5.605	5.282	4.969	4.687	4.406	4.102	3.828	3.555	3.282	3.008
2000	591.88		11.393	10.715	9.887	9.245	8.595	8.024	7.541	7.056	6.613	6.200	5.818	5.463	5.140	4.827	4.545	4.264	3.960	3.686	3.413	3.140	2.866
2100	584.83		11.250	10.572	9.744	9.102	8.452	7.881	7.398	6.913	6.470	6.057	5.675	5.320	5.007	4.694	4.412	4.131	3.827	3.553	3.280	3.007	2.733
2200	577.37		11.110	10.432	9.604	8.962	8.312	7.741	7.258	6.773	6.330	5.917	5.535	5.180	4.867	4.585	4.304	4.023	3.719	3.445	3.172	2.899	2.625
2300	570.21		10.971	10.337	9.509	8.867	8.217	7.646	7.163	6.678	6.235	5.822	5.440	5.085	4.772	4.490	4.209	3.928	3.624	3.350	3.077	2.804	2.530
2400	563.13		10.833	10.207	9.379	8.737	8.087	7.516	7.033	6.548	6.105	5.692	5.310	4.955	4.642	4.360	4.079	3.798	3.494	3.220	2.947	2.674	2.400
2500	556.14		10.698	10.072	9.244	8.602	7.952	7.381	6.898	6.413	5.970	5.557	5.175	4.820	4.507	4.225	3.944	3.663	3.359	3.085	2.812	2.539	2.265
2600	549.23		10.564	9.938	9.110	8.468	7.818	7.247	6.764	6.279	5.836	5.423	5.041	4.686	4.373	4.091	3.810	3.529	3.225	2.951	2.678	2.405	2.131
2700	542.41		10.432	9.806	8.978	8.336	7.686	7.115	6.632	6.147	5.704	5.291	4.909	4.554	4.241	3.959	3.678	3.397	3.093	2.819	2.546	2.273	2.000
2800	535.88		10.301	9.675	8.847	8.205	7.555	6.984	6.501	6.016	5.573	5.160	4.778	4.423	4.110	3.828	3.547	3.266	2.962	2.688	2.415	2.142	1.869
2900	529.63		10.172	9.546	8.718	8.076	7.426	6.855	6.372	5.887	5.444	5.031	4.649	4.294	3.981	3.699	3.418	3.137	2.833	2.559	2.286	2.013	1.740
3000	523.63		10.046	9.420	8.592	7.950	7.300	6.729	6.246	5.761	5.318	4.905	4.523	4.168	3.855	3.573	3.292	3.011	2.707	2.433	2.160	1.887	1.614
3100	517.96		9.919	9.293	8.465	7.823	7.173	6.602	6.119	5.634	5.191	4.778	4.396	4.041	3.728	3.446	3.165	2.884	2.580	2.306	2.033	1.760	1.487
3200	509.37		9.795	9.169	8.341	7.699	7.049	6.478	5.995	5.510	5.067	4.654	4.272	3.917	3.604	3.323	3.042	2.761	2.457	2.183	1.910	1.637	1.364
3300	503.24		9.672	9.046	8.218	7.576	6.926	6.355	5.872	5.387	4.944	4.531	4.149	3.794	3.481	3.199	2.918	2.637	2.333	2.059	1.786	1.513	1.240
3400	497.00		9.551	8.925	8.097	7.455	6.805	6.234	5.751	5.266	4.823	4.410	4.028	3.673	3.360	3.078	2.797	2.516	2.212	1.938	1.665	1.392	1.119
3500	490.83		9.431	8.805	7.977	7.335	6.685	6.114	5.631	5.146	4.703	4.290	3.908	3.553	3.240	2.958	2.677	2.396	2.092	1.818	1.545	1.272	1.000
3600	484.73		9.313	8.687	7.859	7.217	6.567	6.006	5.523	5.038	4.595	4.182	3.800	3.445	3.132	2.850	2.569	2.288	1.984	1.710	1.437	1.164	0.891
3700	478.72		9.196	8.570	7.742	7.100	6.450	5.889	5.406	4.921	4.478	4.065	3.683	3.328	3.015	2.733	2.452	2.171	1.867	1.593	1.320	1.047	0.774
3800	472.77		9.081	8.455	7.627	6.985	6.335	5.774	5.291	4.806	4.363	3.950	3.568	3.213	2.900	2.618	2.337	2.056	1.752	1.478	1.205	0.932	0.659
3900	466.80		8.967	8.341	7.513	6.871	6.221	5.660	5.177	4.692	4.249	3.836	3.454	3.100	2.787	2.505	2.224	1.943	1.639	1.365	1.092	0.819	0.546
4000	460.11		8.855	8.229	7.401	6.759	6.109	5.548	5.065	4.580	4.137	3.724	3.342	2.988	2.675	2.393	2.112	1.831	1.527	1.253	0.980	0.707	0.434

Z = ALTURA SOBRE EL NIVEL DEL MAR [m]  
P' = PRESION ATMOSFERICA MEDIA AL NIVEL Z [mm Hg]  
P = PRESION DE SATURACION DEL VAPOR DE AGUA A LA TEMPERATURA T [mm Hg]  
T = TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE DEL AGUA [°C]

Cuadro 11.9.1



## - Transferencia de Oxígeno OC/L

OC/L = transferencia de oxígeno =  $(\text{Kg O}_2 / \text{Kg DBO}_5) =$   
= relación entre la masa de oxígeno consumido en el  
proceso  $(\text{Kg O}_2/\text{d})$  y la masa de  $\text{DBO}_5$  aplicada  
 $(\text{Kg DBO}_5/\text{d})$

Para las zanjas de oxidación profundas con aeradores de eje vertical, se pueden asumir los siguientes valores prácticos en condiciones estándar:

OC/L(med) = 1,75 Kg  $\text{O}_2$  / Kg $\text{DBO}_5$ , valor medio de la transferencia de oxígeno

OC/L(máx) = 1,5 OC/L(med) = 2,60 Kg  $\text{O}_2$  / Kg $\text{DBO}_5$ , valor máximo considerando el coeficiente 1,5 (de VOSLOO) para edad del lodo no inferior a 20 días

Para zanjas de oxidación convencionales con aeradores horizontales, se tienen los siguientes valores que pueden adoptarse en condiciones estándar:

OC/L(med) = 2,50 Kg  $\text{O}_2$  / Kg $\text{DBO}_5$ , valor medio cuando la nitrificación es parcial

OC/L(máx) = 3,00 Kg  $\text{O}_2$  / Kg $\text{DBO}_5$ , valor máximo cuando la nitrificación es máxima (edad de lodo alta)

$a'_{se} = 1,6 \text{ kg O}_2 / \text{kg DBO}_5 \text{ aplicada} =$  coeficiente global que encierra la síntesis y la respiración endógena

$\text{DO}_S = K_O * 1,6 / 0,7 = 1,25 * 1,6 / 0,7 =$  demanda de oxígeno en el proceso, para  $K_O =$  coeficiente de pico = 1,25

### 11.9.9.- Tiempo Promedio de Retención Celular $\theta_c$ y Edad del Lodo EL

En el numeral 11.8.5 se desarrolla el tema.

#### a.- Tiempo promedio de retención celular $\theta_c$

En los modelos racionales de diseño se utiliza el tiempo promedio de residencia celular  $\theta_c$  (también se lo indica como TPRC), cuya expresión es:

$$\theta_c = \frac{V * X}{Q_w * X_w + (Q - Q_w) X_e} = \text{tiempo promedio de residencia celular (días)}$$

Donde:

$V$  = volumen del tanque de aeración TA ( $m^3$ )

$Q_w$  = caudal de lodos en exceso ( $m^3/d$ )

$Q$  = caudal afluente (sin recirculación) ( $m^3/d$ )

$X = X_v$  = concentración de sólidos volátiles en el reactor ( $Kg\ SSVTA/m^3$ )

$X_w = X_{rv}$  = concentración de sólidos suspendidos volátiles del lodo en exceso = idem del recirculado ( $KgSSV/m^3$ )

$X_e = X_{ve}$  = concentración de sólidos suspendidos volátiles en el efluente del sedimentador secundario ( $KgSSV/m^3$ )

Actualmente el valor  $\theta_c$  se aplica en el diseño del modelo racional y en el control de la operación del proceso, ya que  $\theta_c$  contempla los sólidos suspendidos volátiles que escapan de los sedimentadores secundarios  $(Q - Q_w) * X_{ve}$ .

En una buena operación el valor de los sólidos volátiles que escapan es mínimo. En cambio es alto cuando el sedimentador no opera correctamente, esto no significa una mala actividad biológica sino un menor valor de  $\theta_c$  (disminuye la eficiencia).

#### b.- Edad del Lodo

GELLMAN y HEUKELIAN establecieron la siguiente formulación

$E_L$  = kg SSTA en el reactor / kg  $DBO_5$  removido diariamente en el proceso, siendo:

$SSTA = X * V$  = sólidos suspendidos totales en el tanque de aeración

ECKENFELDER y O'CONNOR, se refieren a la edad del lodo  $E_L$  como un valor recíproco del factor de carga  $C_m = f$ .

O sea:

$E_L = 1 / C_m = KgSSTA / KgDBO_5$  aplicada por día

El sistema más racional para controlar hidráulicamente la edad del lodo en la operación del sistema, es extraer el caudal en exceso  $Q_w$  ( $m^3/d$ ) directamente desde el tanque de aeración. Entonces, se tiene para  $X_e \approx 0$  que ocurre en aeración prolongada, la siguiente expresión:

$$E_L = \frac{V * X}{Q_W * X} = V / Q_W = \text{edad de lodo}$$

Donde  $V$  y  $Q_W$  son parámetros anteriormente especificados. Generalmente el barro en exceso se extrae de la línea de recirculación del lodo depositado en el sedimentador, ya que no se requiere un sedimentador adicional como en el caso anterior. Entonces, se tiene:

$$E_L = V * X / (Q_W * X_R) = V / (Q_W * X_R / X) = V / (Q_W * c) =$$

= edad del lodo

Donde:

$X_R = X_W$  = concentración de sólidos suspendidos (totales o volátiles) del caudal recirculado  $Q_R$  = idem del caudal en exceso  $Q_W$  ( $\text{KgSS}/\text{m}^3$  o  $\text{Kg SSV}/\text{m}^3$ )

$X$  = concentración de sólidos suspendidos (totales o volátiles) en el tanque de aeración ( $\text{KgSSTA}/\text{m}^3$  o  $\text{Kg SSVTA}/\text{m}^3$ )

$c = X_R/X$  = relación de compactación. En aeración prolongada no supera el valor de 2. En barros activados convencional varía entre 2 y 5.

En aeración prolongada la edad del lodo  $E_L$  varía entre 20 y 30 días para diseño, encontrándose valores superiores en la operación del sistema (el lodo es más estabilizado pero los costos operativos son mayores).

El control del proceso con el tiempo promedio de retención celular  $\theta_c = \text{TPRC}$  exige un mayor número de determinaciones que la edad del lodo  $E_L$ . En consecuencia en la práctica se utiliza en mayor medida a  $E_L$  que a  $\theta_c$  para el diseño y operación del sistema.

Generalmente, se identifica a  $E_L$  como  $\theta_c$  al tener valores aproximados, ya que  $X_e$  (concentración de sólidos suspendidos del efluente de sedimentadores secundarios) es muy inferior a  $X_W = X_R$ . Se desprecia, por lo tanto el valor de la masa de sólidos que escapan del circuito  $(Q-Q_W) * X_e$ , o sea que la fórmula de  $\theta$  se hace igual a la de  $E_L$ .

#### 11.9.10.- Recirculación del Lodos

En el numeral 11.8.5 se desarrolla el tema sobre recirculación del lodo depositado en los sedimentadores hacia las zanjas de oxidación.

#### 11.9.11.- Producción de Lodos en el Proceso

En el numeral 11.8.5 se desarrolla el tema.

#### 11.9.12.- Índice Volumétrico de Lodos IVL

En el numeral 11.8.5 se desarrolla el tema.

El incremento del valor IVL origina el problema denominado abultamiento del lodo (bulking), provocado por el aumento del volumen en mL que ocupa un gramo de lodo seco, con la consiguiente disminución de su peso específico. En consecuencia, esos lodos abultados escapan en el efluente del sedimentador, con su carga orgánica adicional hacia el curso receptor.

Hay varias causas que producen el "bulking", siendo las más comunes la sobrecarga de la DBO, la de los SSTA en el reactor y del oxígeno provisto por los aeradores. Hay otras causas específicas como son aumento del caudal, afluente séptico, aeración insuficiente, etc.

#### 11.9.13.- Concentración de la Biomasa (SSTA) en el Reactor

En el numeral 11.8.5 se desarrolla el tema, que a continuación se resume.

La concentración de sólidos suspendidos (SS) en el tanque de aeración (TA) depende del índice volumétrico de lodo (IVL).

Se demostró (BLOODGOOD, KRAUS y HASGTINE) que la máxima concentración del líquido recirculado (en porcentaje de sólidos secos) varía de:

$$X_{rm\acute{a}x} = 100/IVL \quad \text{a} \quad X_{rm\acute{a}x} = 120/IVL \quad (\text{en } \% \text{ de residuo seco})$$

La máxima concentración de sólidos suspendidos en el reactor  $X_{m\acute{a}x}$  no debe ser superior a la máxima concentración  $X_{rm\acute{a}x}$  del líquido recirculado, pues se tendrían las mismas concentraciones respectivamente en el reactor y sedimentador, con la consiguiente fuga de sólidos en el efluente decantado.

Por ello se aplica un coeficiente  $1/c = 1/2 = 0,5$  al valor máximo de  $X_{rm\acute{a}x} = X_{m\acute{a}x}$  para tener el valor de X en el diseño. Es decir:

$X = X_{m\acute{a}x}/c = X_{m\acute{a}x}/2 =$  concentración de sólidos suspendidos de diseño en el tanque de aeración ( $\text{KgSSTA}/\text{m}^3$ ) para aeración prolongada.

Tampoco es deseable utilizar el valor máximo  $X_{\text{máx}}$ , ya que significaría una carga másica elevada al sedimentador secundario, con el consiguiente incremento de la superficie líquida y peligro de septicidad del lodo depositado.

Adoptando  $IVL_{\text{máx}} = 125 \text{ ml/g}$  = índice volumétrico máximo para tener una aceptable sedimentabilidad se tiene:

$$X = 1.000 / (c * IVL_{\text{máx}}) = 1.000 / (2 * 125) = 4 \text{ g/L} = 4 \text{ KgSSTA/m}^3 = 4 \text{ kg SSTA/m}^3 = 4.000 \text{ mg/L} = \text{concentración mínima de sólidos suspendidos esperada para un valor máximo del IVL, en aeración prolongada}$$

Donde:

1000 ml/L = relación de unidades

$c = 2$  = coeficiente de compactación = coeficiente de seguridad, valor máximo aconsejado en aeración prolongada

En consecuencia:

$$C_v = C_m * X = 0.05 * 4 = 0,200 \text{ kg DBO}_5 / (\text{d} * \text{m}^3) = \text{carga orgánica volumétrica mínima, aceptada en aeración prolongada}$$

Siendo:

$$C_m = f = (0,05 \text{ kg DBO}_5 / \text{d}) * \text{kg SSTA} = \text{carga orgánica másica, característica en aeración prolongada}$$

Para:

$$C_v = 0,400 \text{ kg DBO}_5 / (\text{d} * \text{m}^3) = \text{carga orgánica volumétrica máxima adoptada en aeración prolongada y}$$
$$C_m = f = 0,05 \text{ KgDBO}_5 / \text{d} * \text{KgSSTA}, \text{ se tiene:}$$

$$X = C_v / C_m = 0,400 / 0,05 = 8 \text{ kg SSTA/m}^3 = \text{concentración máxima de sólidos suspendidos, aconsejada en aeración prolongada}$$

O sea:

$$IVL_{\text{mín}} = 1.000 / (2 * 8) = 62,5 \text{ ml/g} = \text{índice volumétrico mínimo esperado en aeración prolongada}$$

El valor de IVL no debe ser inferior a ese valor mínimo, pues se tendría menos biomasa (X) que la requerida en el proceso y como consecuencia menor eficiencia en reducción orgánica.

De acuerdo a lo expuesto anteriormente, el valor de la concentración de sólidos suspendidos en el tanque de aeración debe estar comprendida entre 4 y 8 KgSSTA/m<sup>3</sup>, con tendencia al menor valor, a fin de tener un correcto proceso en aeración prolongada, especialmente en zanjas de oxidación.

Efectuando un balance de masa en términos de sólidos a la entrada del reactor y despreciando la concentración de sólidos en suspensión del líquido afluente al proceso, se arriba a la siguiente expresión:

$$r = X / \left( \frac{10^6}{IVL} - X \right) = \text{relación de recirculación (en por ciento)}$$

Donde:

IVL = índice volumétrico del lodo (ml/g)

X = concentración de sólidos suspendidos en el reactor TA (mg/l de SSTA)

Esa expresión es de utilidad para establecer los niveles de biomasa X y de la recirculación apropiados en cada proceso.

En aeración prolongada la concentración de sólidos suspendidos totales X, varía entre 4000 y 8000 mg/L, (siendo entre 4000 y 6000 mg/L los valores más aconsejados) y la relación de recirculación r entre 100 y 150 %, como valores aceptables para una operación correcta.

En el diseño se deben adoptar esos parámetros dentro de los rangos establecidos por la práctica, a fin de tener un valor de IVL que no supere el máximo de 150 ml/g y no sea menor al mínimo de 62,5 ml/g (por lo indicado anteriormente).

En lodos activados convencionales se tendrán menores valores prácticos de diseño para X y r.

#### 11.9.14.- Sedimentación Secundaria

##### a.- Generalidades

El sedimentador secundario es conjuntamente con el tanque de aeración, una etapa básica en el proceso de

depuración. En el numeral 11.8.8 se analiza el tema que a continuación se resume.

$$r = 1 / [(X_r / X) - 1] = 1 / (c - 1) =$$

= relación de recirculación para:

$X_r$  = concentración de sólidos suspendidos totales en el líquido recirculado, en kg SS/m<sup>3</sup> (o mg/L)

$X$  = idem para la biomasa del reactor, en kg SSTA/m<sup>3</sup> (mg/L)

$$c = X_r / X = \text{relación de compactación}$$

Esa relación de compactación está limitada por dos factores esenciales:

- Limitaciones hidráulicas para valores altos en la relación de compactación  $c$ , pues se requiere por ese motivo una baja carga superficial hidráulica,  $C_{sh}$ , (en m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>\*d) y en consecuencia una gran superficie del sedimentador secundario.
- Limitaciones biológicas al grado de compactación, debido a una alta actividad biológica residual. Esta requiere períodos cortos de retención del lodo en el manto de barros del sedimentador y por consiguiente bajas relaciones de compactación

Para lodos activados convencionales se puede asumir un valor máximo  $c_{\text{máx}} = 5$ . En aeración prolongada  $c_{\text{máx}} = 2$ .

Los valores indicados representan valores prácticos de diseño, considerando limitaciones de orden biológico e hidráulico.

$$\text{Graficando la ecuación } r = 1 / \left( \frac{X_r}{X} - 1 \right) = 1 / (c - 1),$$

se tienen los siguientes valores para:

$$c = 1 \text{ a } 2, \quad r \geq 100\% \text{ en aeración prolongada} \\ (\text{no mayor a } 200\%)$$

$$c = 2 \text{ a } 5, \quad r = 22,5 \text{ a } 100\% \text{ en lodos activados} \\ \text{convencionales}$$

#### b.- Tipos de sedimentadores secundarios

En plantas chicas generalmente se proyectan sedimentadores tipo DORTMUND, con diámetros no mayores a  $D = 8,00$  m.

Consta de dos sectores, el superior de volumen cilíndrico y el inferior o tolva tronco-cónica.

El volumen de sedimentación  $V_s$  es igual a la suma del volumen del sector cilíndrico, más el volumen correspondiente al tercio superior de la altura de la tolva tronco-cónica.

En plantas medianas y grandes normalmente se proyectan sedimentadores con puentes barreadores que rotan alrededor de una columna central, apoyados en los muros periféricos (actualmente la tracción se hace sobre estos muros).

En el puente se suspenden las palas de fondo, en espiral, para barrer el lodo depositado y las superficiales para recoger los sobrenadantes.

Generalmente en sedimentadores de diámetros hasta  $D = 25,00$  m, el puente tiene una longitud igual a la mitad del diámetro; para el diámetro  $D$ , entre  $25,00$  y  $35,00$  m, la longitud es igual a  $1,5 R$  y finalmente para diámetros mayores a  $35$  m, la longitud es igual al diámetro  $D$ .

La tendencia moderna es hacer sedimentadores de mayor tirante líquido  $H$  y pendiente acentuada de la solera hacia el centro (columna central).

Se aconseja un tirante líquido  $H$ , igual o mayor a  $2,80$  y una pendiente de la solera  $i$ ,  $1:8$  ( $12,5\%$ ).

Más que la permanencia hidráulica  $t = V / Q$  (sin considerar el caudal de recirculación), es importante la residencia del lodo depositado en la tolva a fin de evitar septización y la gasificación del mismo. Por ello, la extracción del lodo del sedimentador debe efectuarse continuamente o a intervalos cortos y como consecuencia se tendrá un menor coeficiente de compactación  $c$  (normalmente inferior a  $2$ ).

#### c.- Diseño de sedimentadores secundarios

En el numeral 11.4 se desarrolla el método de diseño.

En aeración prolongada se aconseja los siguientes parámetros para el diseño:

$X = 4$  a  $5 \text{ kgSSTA/m}^3$  = concentración de sólidos suspendidos en el tanque de aeración

$r = 100\%$  a  $120\%$  = relación de recirculación

Para el diseño hidráulico de cañerías, impulsiones, etc.) se recomienda  $r = 200\%$ .



#### d.- Criterio racional de diseño

Se basa en experiencias de COE y CLEVENGER, revisadas por KYNCH y posteriormente por TALMAGE y FITCH. Las mismas han permitido aplicar la teoría de espesamiento en el diseño de los sedimentadores secundarios de lodos activados.

A fin de asegurar que esos sedimentadores cumplan la función de espesador, hay que darles un área suficiente para que los sólidos sean aplicados con una carga superficial hidráulica inferior o igual a la correspondiente a los lodos depositados por gravedad y por el transporte debido al retiro de los lodos decantados.

La metodología de diseño es válida, solamente cuando en la operación la concentración de sólidos suspendidos totales del licor mezclado del tanque de aeración,  $X$ , sea igual o mayor a la concentración crítica de sólidos suspendidos totales,  $X_{cr}$ .

Se tiene que:

$$C_{sm} = (X_{cr} * U_{cr} + X_{cr} * U_r) = (U_{cr} + r * Q/A) X_{cr} =$$

= carga superficial máxima de sólidos suspendidos totales, por la cual una capa de sólidos de concentración crítica ( $X_{cr}$ ) desciende al fondo del sedimentador secundario (en Kg SS/m<sup>2</sup> \* d)

Donde:

$X_{cr}$  = concentración crítica del licor mezclado que es igual a la concentración por la cual los sólidos suspendidos entran en compresión (en Kg SS/m<sup>3</sup>)

$U_r = r * Q/A$  = velocidad promedio del descenso de la capa de sólidos hacia el fondo del sedimentador, causada por la remoción del lodo recirculado con concentración de sólidos suspendidos totales del lodo recirculado,  $X_r$  (Kg SS/m<sup>3</sup>) (en m/d)

La carga superficial másica  $C_s$ , por la cual una capa o estrato de sólidos suspendidos totales (SS) de concentración crítica  $X_{cr}$ , desciende al fondo del sedimentador secundario, es determinada mediante la siguiente expresión:

$$C_s = X_{cr} * U_{cr} + X_{cr} * U_r = \text{carga superficial máxima de sólidos suspendidos totales para que sedimenten los de concentración crítica } U_{cr} \text{ (KgSS/m}^3\text{)} \text{ (A mayores valores los de concentración crítica no se depositan en el fondo y salen con el efluente).}$$

Donde:

$X_{cr}$  = concentración crítica de sólidos suspendidos totales del licor mezclado del tanque de aeración, que es igual a la concentración donde los sólidos entran en compresión, según la curva de la interfase en función del tiempo ( $\text{KgSS}/\text{m}^3$ ).

$U_{cr}$  = velocidad crítica de sedimentación de los sólidos suspendidos totales del licor mezclado con concentración crítica  $X_{cr}$  ( $\text{m}/\text{d}$ ).

$U_r$  =  $r * Q/A$  = velocidad promedio del descenso o sedimentación de la capa de sólidos suspendidos totales del licor mezclado causada por la remoción del lodo a recircular, depositado en el fondo del sedimentador secundario con concentración  $X_r$  ( $\text{m}/\text{d}$ ). Siendo:

$X_r$  = concentración de sólidos suspendidos totales del líquido recirculado ( $\text{KgSS}/\text{m}^3$ )

$r$  =  $Q_r / Q$  = relación de recirculación

$Q_r$  = caudal de recirculación ( $\text{m}^3/\text{d}$ )

$Q$  =  $Q_{c20}$  = caudal de diseño ( $\text{m}^3/\text{d}$ )

$A$  = superficie de sedimentación ( $\text{m}^2$ )

La carga superficial másica  $C_s$  es también igual a la velocidad promedio de sedimentación  $U_r$  multiplicada por la concentración de la capa de sólidos suspendidos totales en equilibrio (o sea la concentración  $X_r$  del lodo a recircular):  
 $C_s = U_r * X_r$  = carga superficial másica ( $\text{KgSS}/\text{d} * \text{m}^2$ ).

También:

$U_r = C_s / X_r$  = velocidad promedio de sedimentación del estrato de sólidos ( $\text{m}/\text{d}$ )

Reemplazando el valor de  $U_r$  en la primera expresión de  $C_s$ , se tiene:

$$C_s = X_{cr} * U_{cr} + X_{cr} * (C_s/X_r)$$

En consecuencia:

$$C_s - (X_{cr}/X_r) * C_s = X_{cr} * U_{cr}$$

$$C_s * (1 - X_{cr}/X_r) = X_{cr} * U_{cr}$$

Dividiendo ambos miembros por  $X_{cr}$ , se tiene:

$$C_s * \left( \frac{1}{X_{cr}} - \frac{1}{X_r} \right) = U_{cr}$$

Finalmente es:

$$C_s = U_{cr} / (1/X_{cr} - 1/X_r) = \text{carga superficial máxima de sólidos suspendidos totales (SS) a ser aplicada en sedimentadores secundarios para que sedimenten los de concentración crítica } X_{cr} \text{ y no escapen con el efluente sedimentado (KgSS/d*m}^2\text{)}$$

Los valores de  $X_{cr}$  y  $U_{cr}$  se determinan experimentalmente en Laboratorio, confeccionando la curva "altura de la interfase en función del tiempo de sedimentación". Se asume en este caso que el valor de  $X_{cr}$  es igual a la concentración por la cual los sólidos suspendidos entran en compactación.

Como el caudal  $Q_r$  ( $m^3/d$ ) no afecta a la superficie del sedimentador, al estar la salida del lodo cercana al ingreso del caudal de licor mezclado desde el tanque de aeración y aplicando un balance de masa de sólidos en esa superficie, se tiene la siguiente relación:

$$C_s = Q * X / A = \text{carga superficial másica adoptada (en Kg SS/m}^2\text{*d)}$$

Por definición se tiene:

$$C_h = Q / A = \text{carga superficial hidráulica de diseño (en m}^3\text{/m}^2\text{*d)}$$

Donde:

$Q$  = caudal a tratar = caudal afluente al sedimentador secundario menos el caudal recirculado  $Q_r$  (por la causa antes indicada) (en  $m^3/d$ )

$X$  = concentración en sólidos suspendidos totales del licor mezclado afluente a los sedimentadores, proveniente del tanque de aeración (Kg SSTA/ $m^3$  o Kg SSLM/ $m^3$ )

$A$  = área de sedimentación (en  $m^2$ )

Entonces se tiene:

$$C_s = C_h * X = \text{carga superficial másica en función de la hidráulica } C_h \text{ (en KgSS/m}^2\text{*d)}$$

$$C_h = C_s / X = \text{carga superficial hidráulica en función de } C_s \text{ (en m}^3\text{/m}^2\text{*d)}$$

La relación de recirculación  $r = Q_r / Q$  y los sólidos suspendidos totales del tanque de aeración, están relacionados por un balance de masa a la entrada y salida del mismo, despreciando los sólidos en suspensión del líquido afluyente del sedimentador,  $X_e$ :

$X = r * X_r / (1 + r)$  = concentración de sólidos suspendidos totales en el tanque de aeración (en Kg SSTA/m<sup>3</sup>), siendo  $X_r$  la correspondiente al líquido recirculado

Reemplazando este valor en el de  $C_h$ , se tiene:

$$C_h = \frac{C_s}{r * X_r} * (1 + r)$$

En consecuencia se tienen las siguientes relaciones:

$$\begin{aligned} C_h &= \left[ \frac{U_{cr}}{(1/X_{cr} - (1/X_r))} \right] * (1/X) = \left[ \frac{U_{cr}}{(1/X_{cr} - (1/X_r))} \right] * [(1 + r)/r * X_r] = \\ &= \left[ \frac{U_{cr}}{(X_r/X_{cr} - 1)} \right] * \frac{(1+r)}{r} = \text{carga superficial hidráulica} \\ &\quad \text{(en m}^3\text{/m}^2\text{/d)} \end{aligned}$$

En varias pruebas de sedimentación se pueden determinar las cargas máximas  $C_s$  en función de varias concentraciones  $X$ .

Aplicando la expresión:

$C_h = C_s / (1 + r) * X = Q * X / (1 + r) X = Q / (1 + r)$ , se tendrá que el área líquida  $A$  estará relacionada con la capacidad de retorno  $r$

Para una concentración dada de  $X$  (SSTA), existirá una máxima carga hidráulica  $C_{sh\max}$  que será independiente del grado de compactación  $c = X_r / X$ . La carga hidráulica mínima  $C_{sh\min}$  corresponderá a la máxima relación de compactación obtenible por limitaciones biológicas del sistema (anaerobiosis y gasificación, factores ambos negativos al proceso).

## 11.9.15.- Sistemas de Aeración en Zanjas de Oxidación

### A.- Aeración con Rotor Horizontal

#### a.- Generalidades

En las zanjas de oxidación convencionales el líquido es impulsado por rotores de paletas que tienen una doble función: mantener una turbulencia suficiente para impedir la sedimentación de los flóculos suspendidos e introducir oxígeno atmosférico dentro de la fase líquida.

El equipo de aeración de eje horizontal más empleado es el conocido como rotor tipo jaula. Consiste en un eje tubular con dos discos de acero inoxidable, madera o material inatacable en los extremos. En éstos se fijan 12 barras horizontales y paralelas de acero, dispuestas como las generatrices de un cilindro, sobre las cuales se fijan paletas de 5 cm de ancho y 15 cm de altura, con separación libre de 5 cm. Las separaciones en dos barras consecutivas no deben ser coincidentes. (figuras 11.9.4, 11.9.5 y 11.9.6).

El diámetro del rotor clásico es  $D = 0,70 \text{ m}$  (27,5") y la velocidad de giro de diseño es generalmente entre 80 y 90 r.p.m., pudiendo desarrollar un rango entre 60 y 110 r.p.m., siendo conveniente mantener velocidades periféricas alrededor de 2,50 m/s.

La variación de la sumergencia  $s$  de las paletas dentro de la masa líquida puede variar entre 8 y 30 cm, siendo  $s = 15 \text{ cm}$  un valor aceptable para el diseño.

La longitud de los rotores está condicionada por la estabilidad del modelo. Para rotores de longitud  $L_r \geq 3,00 \text{ m}$  se aconseja el uso de apoyos intermedios.

Se aconseja una relación  $b/L_r$  de 1,5 a 2,6 entre el ancho  $b$  de los canales de escurrimiento y longitud  $L_r$  de cada rotor.

#### b.- Curvas características de equipos aeradores de rotor horizontal

Las curvas de capacidad de oxigenación son dadas por los fabricantes.

Se tienen las siguientes curvas:

$CO/N$  = eficiencia de oxigenación [en  $\text{kgO}_2/\text{Kwh}$ ]

$CO$  = capacidad unitaria de oxigenación [en  $\text{kgO}_2 / (\text{h} \cdot \text{m} \text{ rotor})$ ]

N = potencia unitaria suministrada al eje [en Kw/m de rotor]

La eficiencia (CO/N), la capacidad unitaria de oxigenación (CO) y la potencia unitaria (N), son función de la velocidad de rotación del eje (rpm) y de la sumergencia S ( $C_m$ ) de las paletas dentro de la masa líquida.

En el cuadro 11.9.2 se dan valores para esos parámetros correspondiente a un equipo con las características siguientes:

D = 0,70 m = diámetro del rotor tipo jaula

$U_p$  = 90 r.p.m. = velocidad de rotación

S = sumergencia o inmersión de las paletas en la masa líquida (en cm)

Condiciones estándar: agua limpia, OD = 0 mg/L, H = 0,00 m.  
(760 mm Hg) y T = 20° C

Cuadro 11.9.2

S cm	CO kg O <sub>2</sub> /h*m	N kw/m	CO / N kg O <sub>2</sub> /kwh
7	1,7	0,7	2,429
15	4,2	1,9	2,210
22	6,0	2,7	2,220

El valor de la densidad de potencia debe ser superior a 10 W/m<sup>3</sup>, dando la gama entre 10 y 30 w/m<sup>3</sup>, suficiente energía para mantener el líquido mezclado en suspensión.

Como valor práctico en zanjas de oxidación con rotores horizontales, se tiene que la potencia absorbida en el eje (CV) es igual a la demanda de O<sub>2</sub> de campo (kgO<sub>2</sub>/h), o sea N = DOc (Cv)

Así para:

$$DOc = 20 \text{ kg O}_2/\text{h es } N = 20 \text{ CV}$$

El reductor de velocidad debe tener un factor de servicio no menor a 2.

El uso de rotores de D = 0,70 m está limitado a zanjas de oxidación de un volumen hasta 2.500 m<sup>3</sup> (10.000 habitantes equivalentes).

#### d.- Rotores tipo "Mamut"

Actualmente se usan los aeradores con rotor MAMUT desarrollado por la firma holandesa PASSAVANT, de diámetro  $D = 1,00$  m y longitudes que van de 3 a 9 m y hasta 18 m con motor al centro (figura 11.9.7).

Los equipos de esta firma tienen velocidades de 72 y 85 r.p.m. respectivamente para los modelos de 1,00 y 0,70 m de diámetro.

El rotor MAMUT puede ser aplicado hasta poblaciones  $P = 50.000$  habitantes, con profundidades entre 1,50 y 3,00 m.

#### B.- Aeradores superficiales de eje vertical

En zanjas de oxidación profundas (CARROUSEL) se utilizan equipos de baja velocidad de rotación (entre 20 y 40 rpm) y gran diámetro (entre 1,00 y 4,50 m). Proporcionan dos movimientos, elíptico axial y circular radial, conformando lo que se denomina flujo orbital.

Los aeradores de mayor capacidad son más eficientes en oxigenación; de allí que se prefiera tener menos unidades pero de mayor potencia individual.

El proceso de transferencia de oxígeno se realiza en una zona limitada del tanque de aeración (zona de cabeceras) cuyo volumen es función del diámetro  $D$  y del factor de carga (a menor  $C_m = f$ , mayor volumen de aeración  $V_a$  en relación al volumen total  $V$  y viceversa).

Se tienen relaciones  $V/V_a$  entre 3 y 10 en zanjas de oxidación profundas.

En la zona de aeración, se produce mezcla completa y un flujo uniforme y turbulento en los canales de escurrimiento. El flujo en los canales consume una pequeña fracción de la energía transmitida al líquido en la zona de aeración. De acuerdo a mediciones realizadas esa fracción está entre el 2% a 4% de la potencia total  $P$  desarrollada en el eje de los aeradores en el tanque de aeración.

Los aspectos hidráulicos del sistema de flujo orbital fueron desarrollados anteriormente.

Las Figuras 11.9.14 y 11.9.15 representan respectivamente un aerador superficial sujeto a soporte fijo y un aerador flotante utilizado en tanques de mezcla completa y en lagunas aeradas.

El aerador de eje vertical consta de: motor eléctrico, reductor de velocidad, rotor (con sus correspondientes elementos de acoplamiento entre motor y

reductor -tipo mecánico convencional- o de tipo hidráulico llamado turboacoplamiento), eje de giro que posiciona el motor respecto a la base de apoyo y una torreta inferior apoyada en la base (que une al reductor y al eje). (figura 11.9.16).

Se están ensayando para zanjas de mayor capacidad, aeradores del flujo axial lento, cuyas características son:

- Pueden reemplazar a los aeradores de rotor horizontal por tener menos costos, especialmente operativos (menor consumo de energía) que los de eje horizontal.

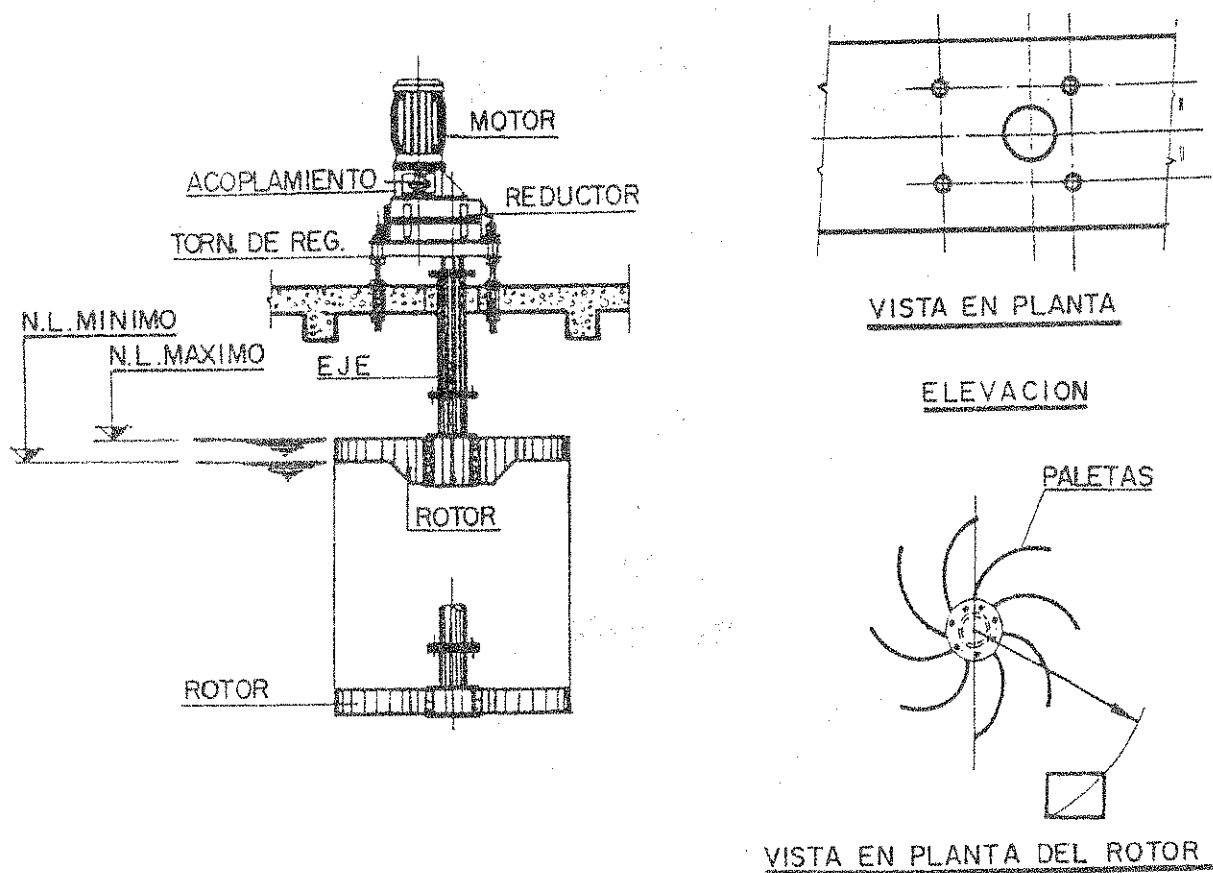


Figura 11.9.14



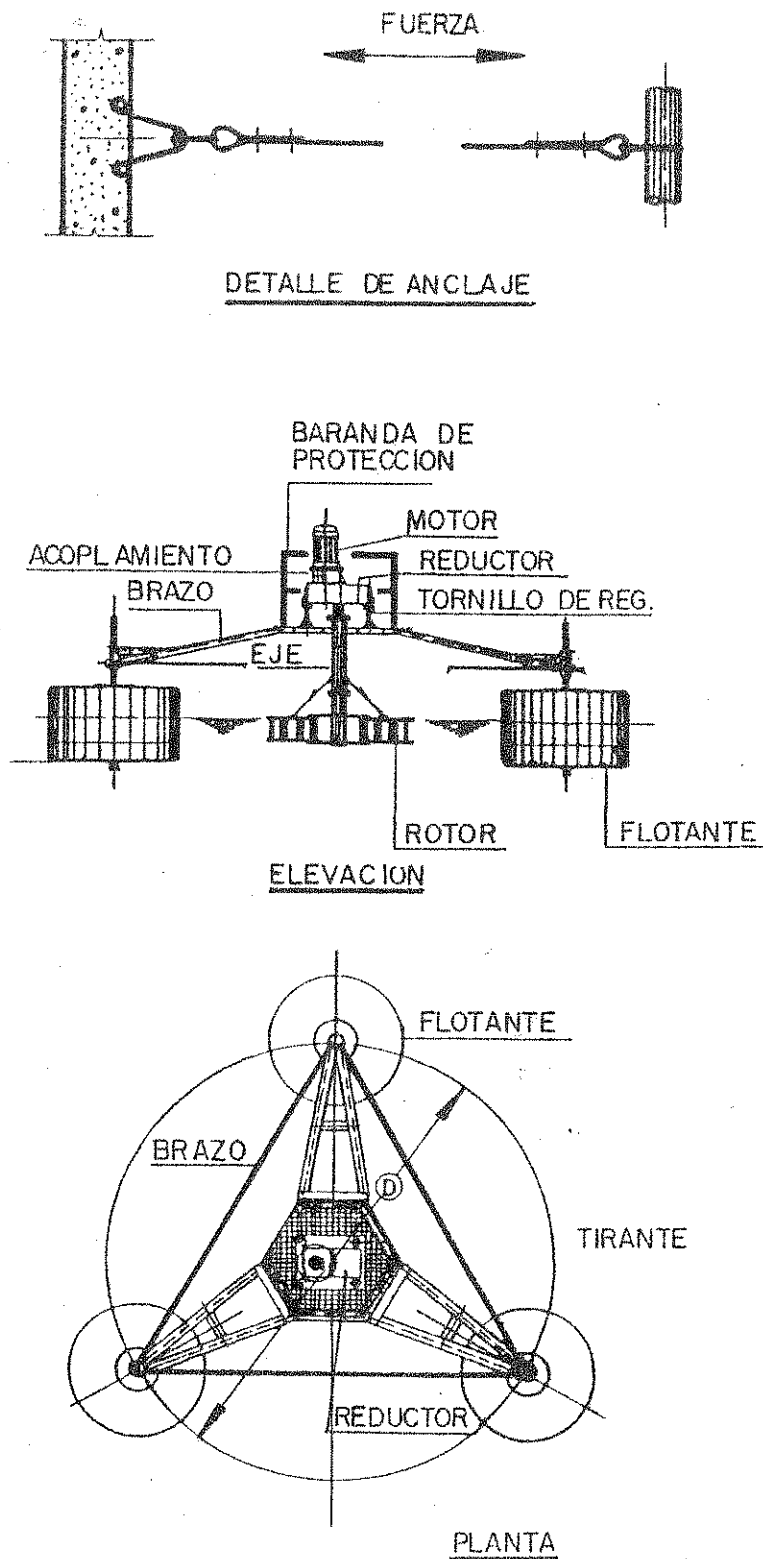


Figura 11.9.15  
Aeradores superficiales flotantes

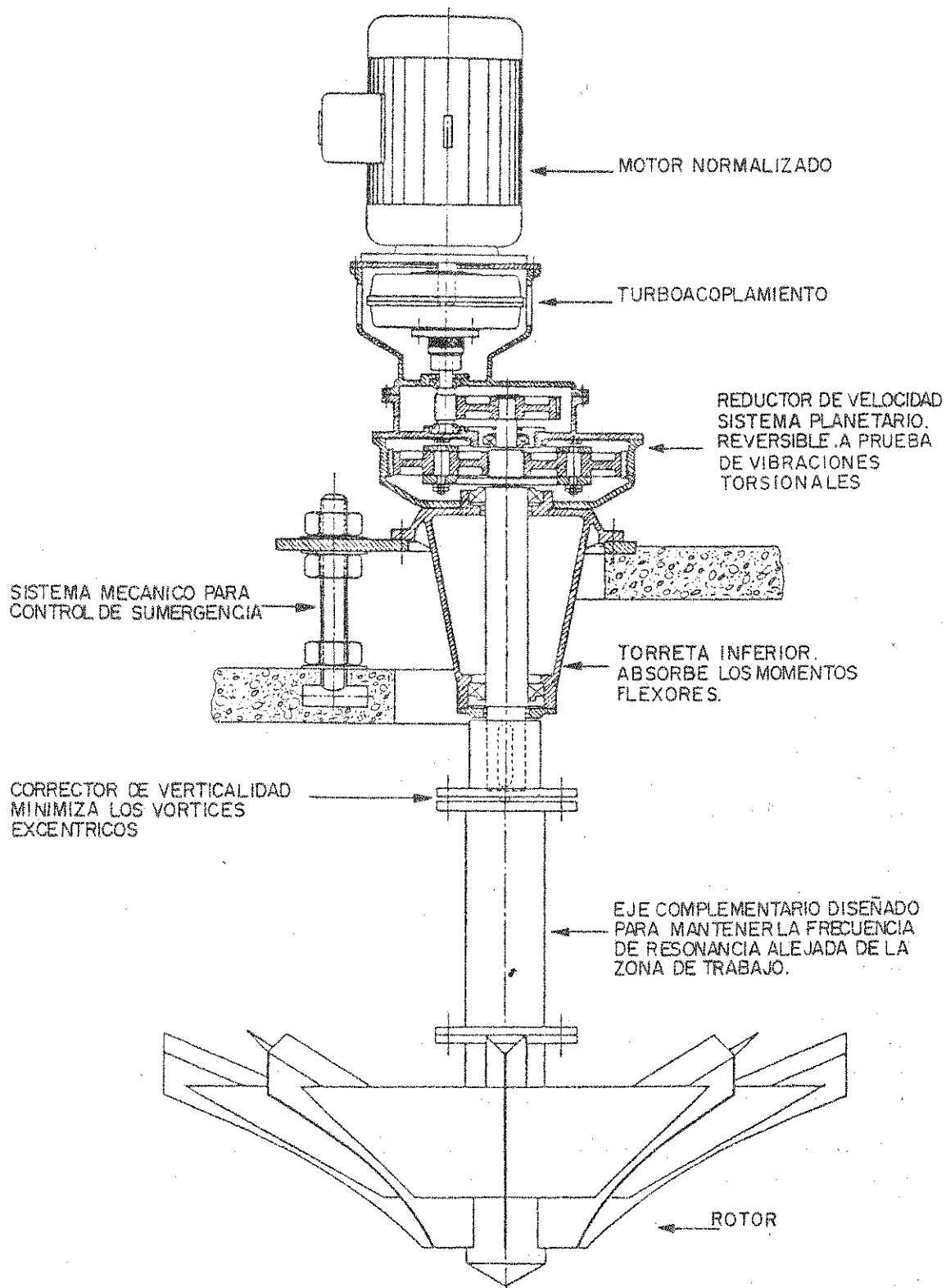


Figura 11.9.16

Esquema de un Aerador Superficial de Eje Vertical

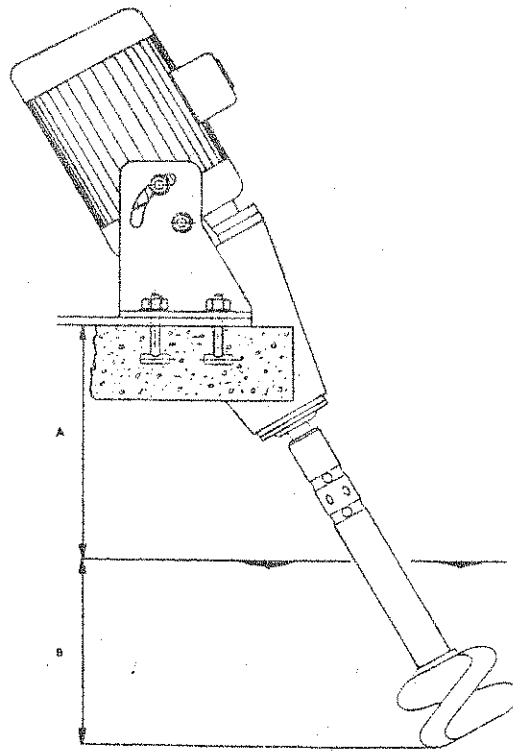


Figura 11.9.17

#### Esquema de un Aerador de Flujo Axial

- Si bien tienen menos rendimiento de oxigenación ( $\text{kg O}_2/\text{kwh}$ ) que los aeradores de eje vertical, permiten ciertas economías pues no requieren puentes sostén ni vertederos (regulables) de salida.
- Son aeradores rápidos sin reductor de velocidad, elemento que encarece los costos constructivos y que produce problemas operativos de importancia (pueden detener el sistema).
- Pueden colocarse y cambiarse de ubicación en cualquier punto del borde de los muros perimetrales, lo que significa menos gastos de instalación y posibilidad de optimizar la oxigenación y el consumo de energía para el flujo orbital.
- El aerador de flujo axial inverso tiene la ventaja de poder variar la sumergencia, cambiando el ángulo del eje inclinado.

En el país recientemente se han instalado en pequeñas plantas. Habría que esperar resultados más concretos para decidir su aplicación (ver figura 11.9.17).

## Especificaciones Generales de Sistemas de Aeración aplicados en Zanjas de Oxidación.

### a.- Aeradores Lentos de Eje Vertical y Horizontal

Las características principales de los equipos aeradores son:

- $CO / N = 2,42 \text{ kg } O_2 / \text{kwh}$ : Eficiencia en oxigenación en condiciones estándar. Se aconseja para el diseño un valor no superior a  $2 \text{ kg } O_2 / \text{kwh}$
- Capacidad de mezcla: alta
- Aplicación: en cualquier rango, siendo los de eje horizontal para pequeñas y medianas capacidades.
- Inversión inicial alta
- Requerimiento de energía: menor que los restantes

### b.- Aeradores Rápidos

- $CO / N = 1,74 \text{ kg } O_2 / \text{Kwh}$ : Eficiencia en oxigenación en condiciones estándar.
- Se aconseja  $CO/N = 1,5 \text{ kg } O_2 / \text{kwh}$  para diseño.
- Capacidad de mezcla: aceptable
- Aplicación: en plantas pequeñas y medianas.
- Inversión inicial: menor que las restantes.

### c.- Aeradores de Aire Difuso

$CO / N = 0,8 \text{ kg } O_2 / \text{kwh}$  Eficiencia en oxigenación en condiciones estándar.

Prácticamente no se usan en zanjas de oxidación y de aplicarse en pequeñas instalaciones hay que adicionar hélices propulsoras para el suministro de la energía necesaria para mezcla. Con la aparición en el mercado de un tipo de difusor de burbuja fina (membrana elástica o cerámica), se estudia su aplicación en combinación con propulsores sumergidos.

En la figura 11.9.18 se presenta un sistema de difusión de aire. En las figuras 11.9.19, 11.9.20, 11.9.21 y 11.9.22 se observan distintos tipos y componentes de equipos difusores.

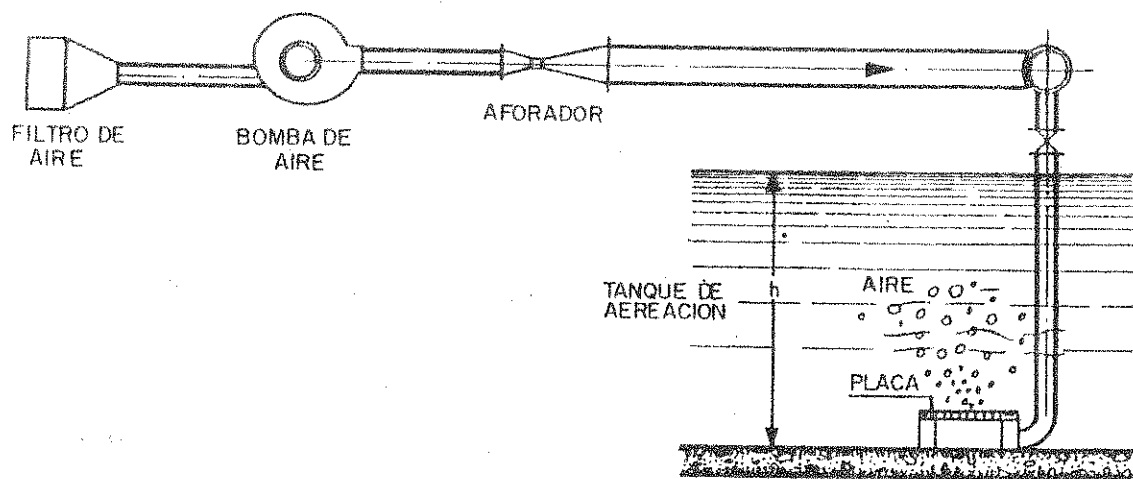


Figura 11.9.18

Esquema de un Sistema de Aerador de Aire Difuso mediante Plancas Porosas

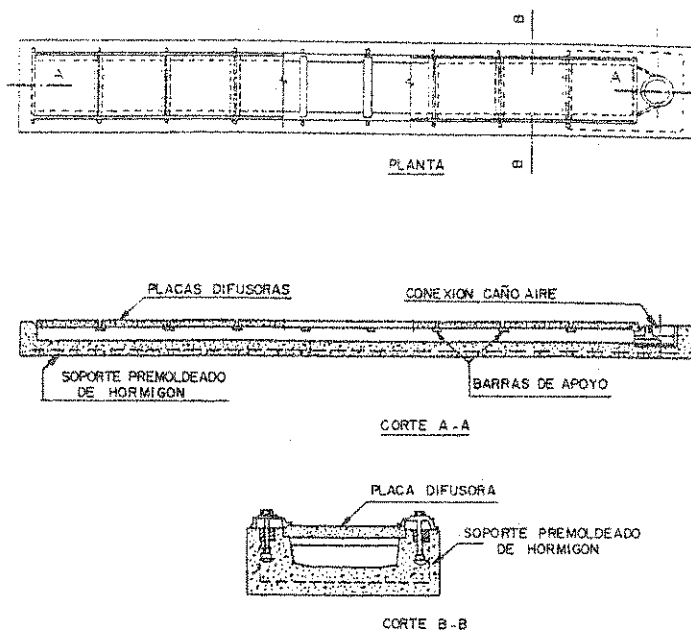


Figura 11.9.19

Esquema de un Sistema de Aeración mediante Placas Difosoras

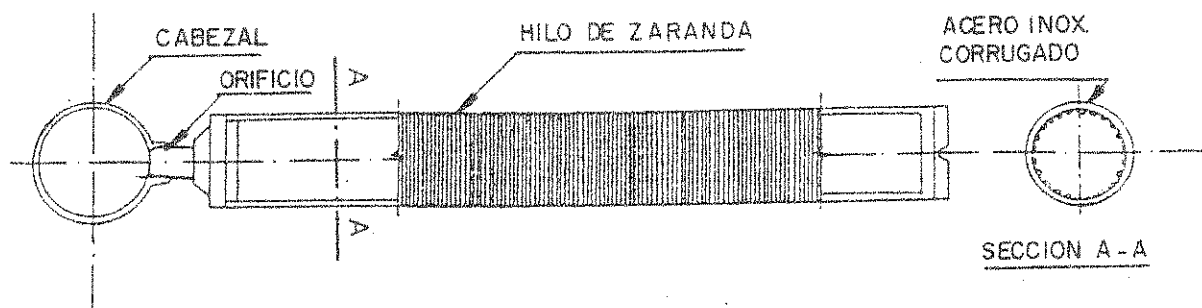


Figura 11.9.20

Esquema de Aerador mediante Malla (Hilos de Zaranda)

#### 11.9.16.- Disposición del Lodo en Exceso

##### a.- Cantidad de Lodo a Disponer

De acuerdo a lo indicado anteriormente se tiene:

- Sólidos purgados por día = sólidos contenidos en el reactor / edad del lodo

En aeración prolongada prácticamente son iguales la edad del lodo  $E_L$  y el tiempo promedio de residencia celular  $\theta_c = TPR$ , por ser baja la concentración de DBO del efluente como consecuencia de la alta eficiencia en reducción orgánica del proceso.

O sea, que cada  $\theta_c$  días debe renovarse la biomasa activa, considerando que con  $\theta_c \approx 25$  d se logran barros estabilizados o sea bien digeridos aeróbicamente.

De allí que pueden disponerse perfectamente en lechos de secado, lagunas de lodos, artificiales o naturales, o retirarse en camiones atmosféricos. Esa última solución es común en plantas de pequeña capacidad.

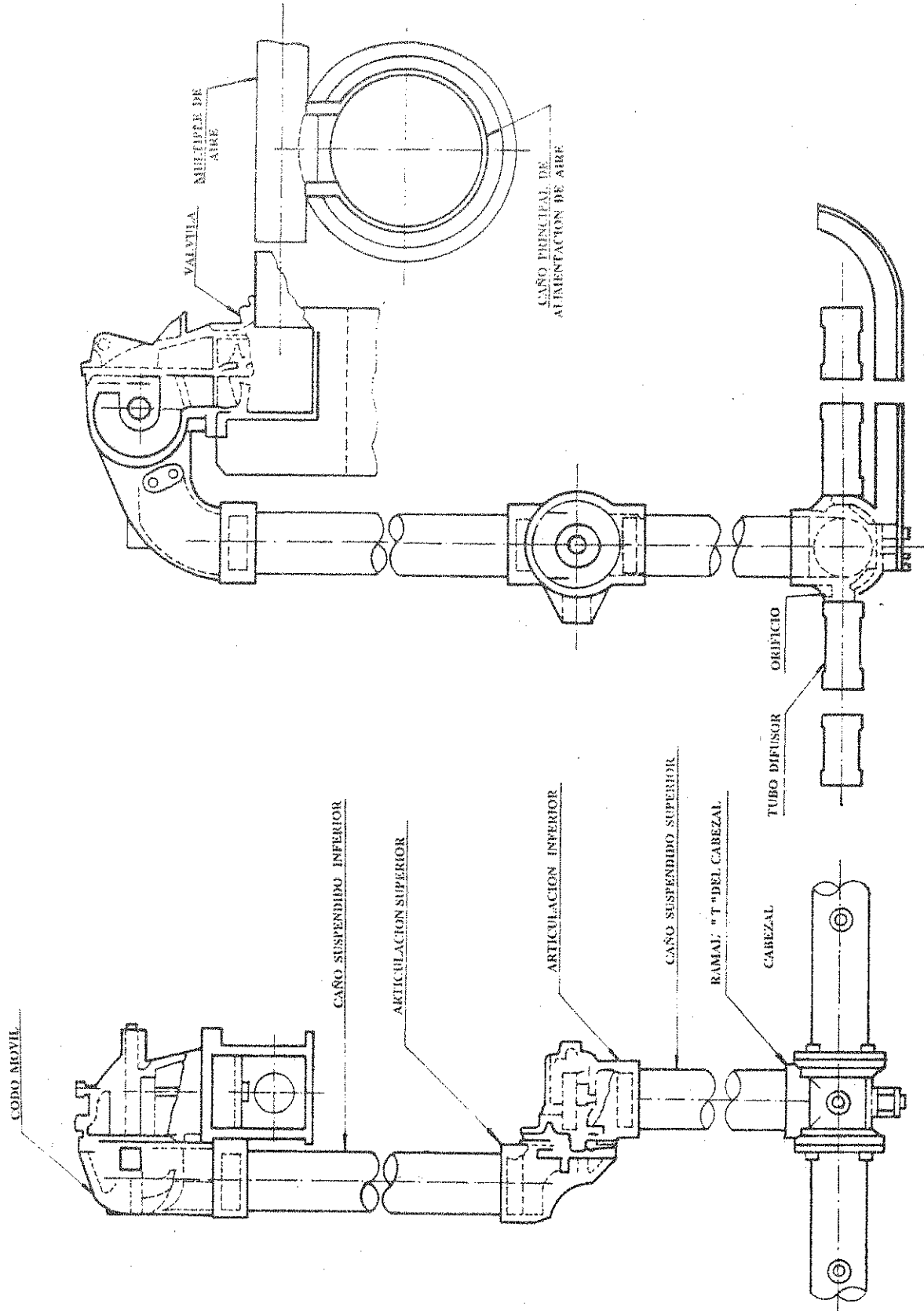


Figura 11.9.21

Esquema de un Sistema de Aeración mediante Tubos Perforados

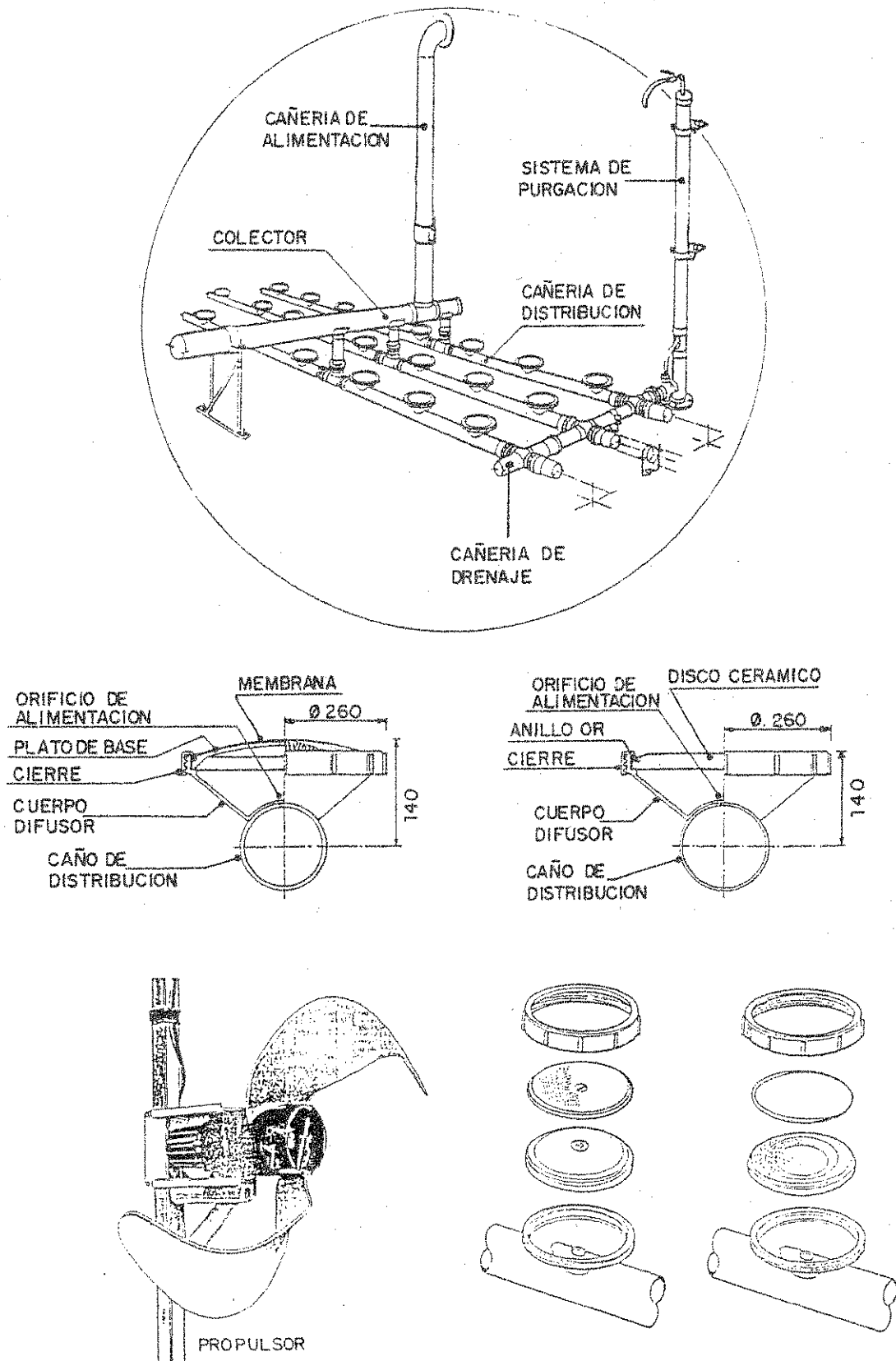


Figura 11.9.22

Sistema de Aeración por difusión



Cuando se tienen instalaciones medianas o grandes existe el problema de los grandes volúmenes de barro en exceso a disponer, máxime cuando el mismo se extrae directamente del reactor (es el sistema más racional desde el punto de vista operativo pero el menos usado).

Suponiendo una concentración de sólidos suspendidos totales en el tanque de aeración,  $X = 5 \text{ kg SSTA/m}^3 = 0,5 \%$  ( $1\% = 10 \text{ kg SS/m}^3 = 10.000 \text{ mg/l}$ ) y una relación de compactación del lodo depositado en el sedimentador (lodo recirculado),  $c = X_r/X = 2$ , se tiene:  $X_r = r_c * X = 0,5 * 2 = 1,0\% =$  concentración de sólidos (en %) del líquido recirculado.

Además se tiene aproximadamente la siguiente relación:

$$V_1 / V_2 = P_2 / P_1 \quad \text{ó} \quad \frac{V_1}{P_2} = \frac{V_2}{P_1}$$

$V_1$  = volumen de lodo (en  $\text{m}^3$ ) con una concentración de residuo seco de sólidos  $P_1$  (en porciento)

$V_2$  = nuevo volumen de lodo (en  $\text{m}^3$ ) cuando varía la concentración de residuo seco a  $P_2$  (en porciento).

Entonces para  $P_1 = 1,00 \%$  = concentración de sólidos del volumen  $V_1$  del lodo en exceso y asumiendo un valor medio de la concentración en sólidos del lodo espesado,  $P_2 = 4,0\%$ , se tiene:

$$V_2 = V_1 * P_1/P_2 = V_1 * (1,0/4,0) = 0,25 * V_1 =$$

= volumen del lodo espesado

O sea que el volumen espesado  $V_2$  es la cuarta parte del volumen  $V_1$  extraído de los sedimentadores.

Si el lodo en exceso se envía al espesador directamente desde el reactor, hay mayor volumen a espesar:

$$V_2 = V_1 * (0,5/4,0) = 0,125 * V_1, \text{ o sea } V_1 = V_2/0,125 = 8*V_2$$

En consecuencia se deduce que:

- El volumen de lodo en exceso es  $c$  (coeficiente de compactación) veces mayor (generalmente el doble) cuando se lo extrae directamente desde el tanque de aeración en lugar de la línea de recirculación.

- Gran volumen a deshidratar si no se dispone de un espesador de lodo cuando se proyectan plantas medianas o grandes.

Finalmente respecto al lodo en exceso se tiene:

$$P_w = V * X / \theta_c = \text{peso de sólidos a extraer como lodo en exceso del circuito [kg/d]}$$

Donde:

$V$  = volumen del reactor [ $m^3$ ]

$X$  = concentración de sólidos suspendidos totales en el tanque de aeración ( $kgSSTA/m^3$ )

$\theta_c$  = edad del lodo [d]

#### b.- Silos o Espesadores de Barros

Hay varios sistemas, con o sin acondicionamiento, para optimizar la drenabilidad del lodo en espesamiento. Los estáticos con barredores lentos en general no han dado resultado; por eso se están usando silos de gran altura y mayor permanencia que permiten el adensamiento del lodo por compresión y una depuración complementaria por acción anaeróbica dentro de la masa.

El ingreso del barro en exceso se efectúa a media altura, la extracción del lodo espesado por el fondo y el sobrenadante superficialmente.

Otra función es la de efectuar la descarga periódica del lodo espesado a las playas de secado y permitir así una operación óptima, suministrando la carga hidráulica necesaria para esa descarga.

El sobrenadante puede volver al circuito de depuración aunque puede también enviarse al destino final, previa desinfección, por ser muy baja la carga orgánica del mismo.

La actividad anaeróbica que se produce en las capas inferiores da como resultado gases que servirán para incrementar el drenaje durante el flujo ascendente dentro de la masa a espesar.

Se tiene entonces:

$$V = (E_f * P_w / X_{ESP}) * t_{ESP} = \text{volumen del espesador [m}^3\text{]}$$

Siendo:

$E_f = 0,90$  = porcentaje de sólidos espesados respecto al de ingreso, considerando que un 10% se transforma en metano y óxido de carbono.

$P_w = X * V / \theta_c$  = cantidad diaria de lodo, en peso, a espesar [kg SS/d].

$X_{ESP} = 30 \text{ kg SS/m}^3$  = concentración promedio del lodo espesado, para valores límites entre 20 y 40 kg SS/m<sup>3</sup> (respectivamente 2 y 4% de sólidos).

$t_{ESP}$  = tiempo o permanencia para el espesado (d)

Se aconseja  $t_{ESP} = 20$  días, para tener una buena compresión y estabilización final. En la práctica ese valor se reduce, (hasta 5 días) pues dan estructuras muy grandes que encarecen los costos constructivos.

Un tipo de espesador a gravedad se esquematiza en la figura 11.9.23.

### c.- Playas de Secado o Lagunas de Lodos

Para playas de secado convencionales, se aconseja para el diseño de la superficie los siguientes parámetros:

$C_p = 20 \text{ hab/m}^2$  = número de habitantes por m<sup>2</sup> de playa, para climas calientes y secos (menos de 500 mm anuales de precipitaciones pluviales)

$C_p = 10 \text{ hab/m}^2$  = idem para climas templados sin grandes precipitaciones pluviales

Otro criterio es considerar el número  $N_E$  de extracciones anuales del lodo secado.  $N$  = varía entre 3 y 12 extracciones, según el clima (mayor valor para climas cálidos y secos y viceversa).

Entonces:

$V_p = (E_f * P_w / X_{ESP}) * 365 / N_E =$   
= volumen máximo de playas de secado o lagunas de lodos (en m<sup>3</sup>), correspondiente a lodos espesados durante 1 año (365 días) en  $N_E$  extracciones

Entonces;  $A = V_p / H_p$  = área de playas o lagunas de lodos.

Para playas de secado convencionales generalmente,  $H_p = 0,25$  a  $0,30 \text{ m}$  = tirante líquido de lodos a secar.

Para playas de secado profundas,  $H_p = 0,80$  a  $1,20$  = tirante líquido de lodos a secar.

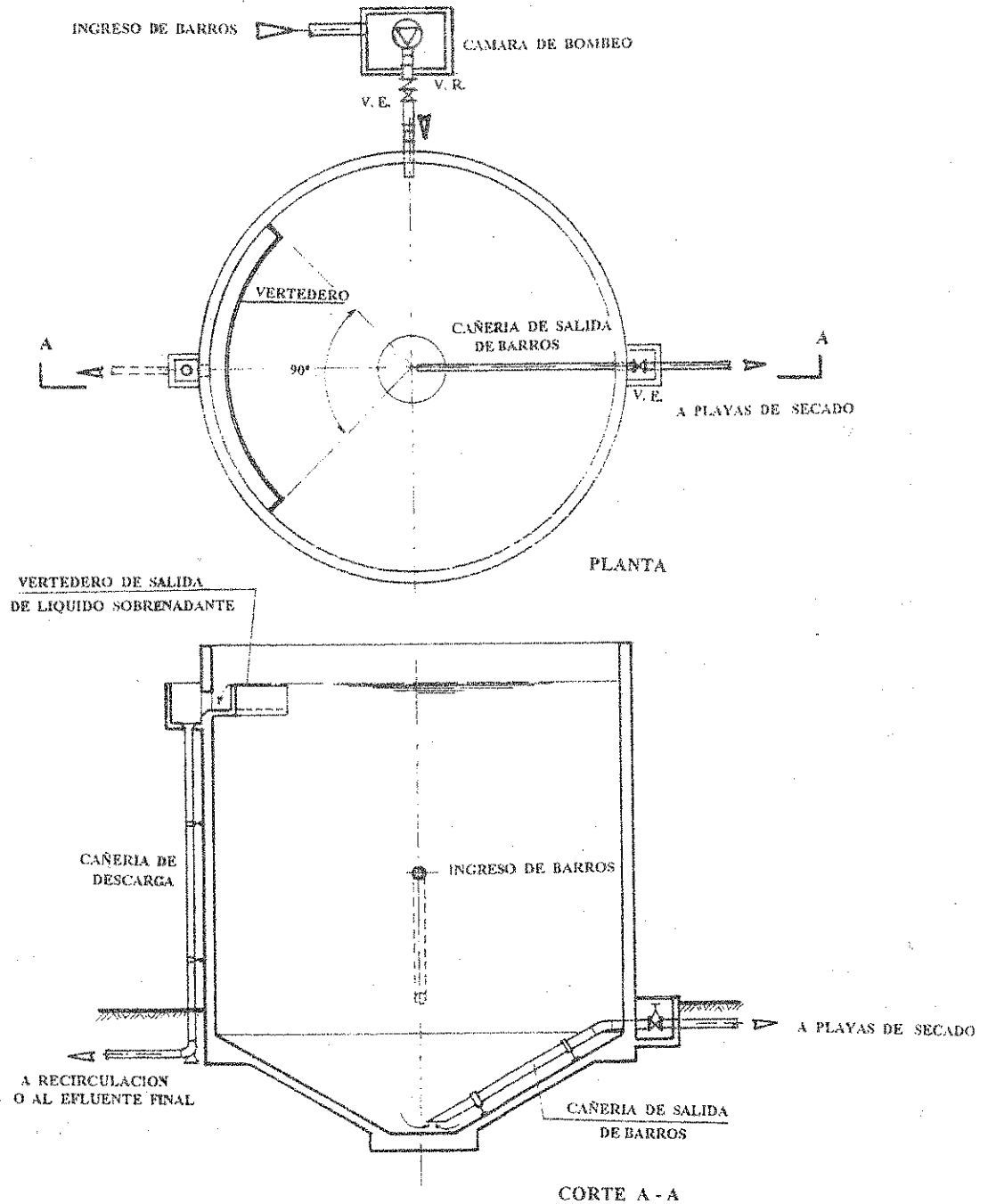


Figura 11.9.23

Esquema de Espesador estático

Las playas profundas tienen mayor altura que las playas convencionales y se diseñan considerando un sistema de drenaje distinto.

Los lodos provenientes de las zanjias de oxidación o desde los silos de espesamiento, en parte (30%) flotan sobre su agua intersticial (formando la costra o espuma) y el resto (70%) sedimenta.

Entre ambos sectores se forma una camada de agua (sobrenadante) de baja turbidez, que no puede ser extraída por el fondo o por la superficie en lechos convencionales.

Para producir esa capa líquida intermedia en el muro frontal de salida se proyectan compuertas (generalmente de madera), en donde se practican orificios de 5 cm de diámetro o lado). Esos orificios están dispuestos en distintos niveles de la compuerta con separación mínima c.a.c. entre ellos, de 15 cm.

Los orificios pueden disponerse en dos filas paralelas, a tresbolillo en cada compuerta. Para evitar la formación de calles de descarga, se proyectan en cada muro frontal de salida por lo menos dos compuertas de altura compatible con el tirante líquido.

Cada orificio es regulado por una compuerta simple, que generalmente es de madera.

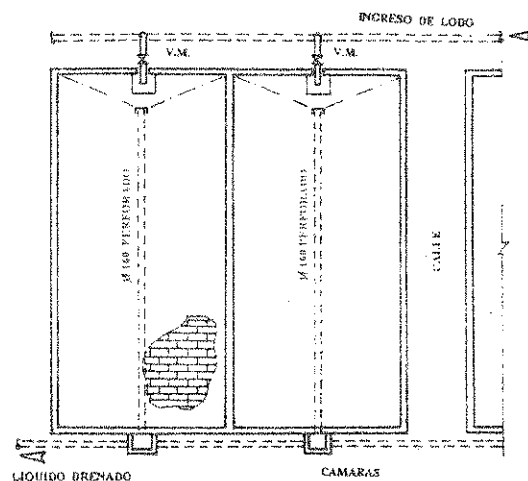
Una vez cargada la laguna, a las 24 h el operador puede encontrar el orificio adecuado para drenar el líquido sobrenadante intermedio y permitir así el asentamiento de la capa superior sobre la inferior. En consecuencia se reduce considerablemente el volumen a secar que del 1% de lodos sin espesar o 4% espesados, como promedio de sólidos secos, pasa del 25 al 30%, que generalmente tiene el barro secado para su extracción.

La ventaja de los lechos de secado profundos es que además del proceso de drenaje, el lodo proveniente directamente del proceso biológico puede ser espesado y estabilizado. También pueden construirse en el terreno natural, excavando y conformando los muros con taludes del terreno obtenido en las excavaciones, por lo que generalmente resultan de menor costo que las convencionales. La solera usualmente es el suelo natural, no requiriendo drenaje artificial de costo elevado.

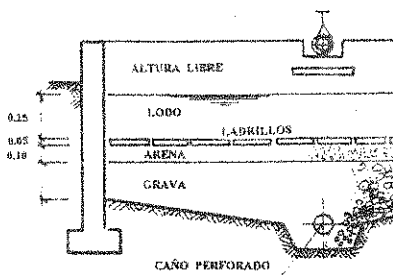
Finalmente, tienen la ventaja de ocupar menor terreno que las playas de secado convencionales.

En la figura 11.9.24 se esquematizan lechos de secado de lodos, convencionales y profundos.

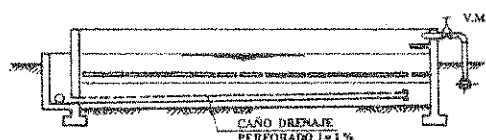
# PLAYAS DE SECADO CONVENCIONALES



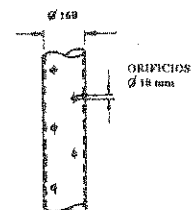
PLANTA



CORTE TRANSVERSAL

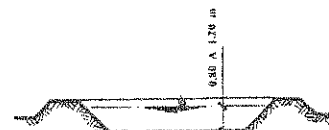
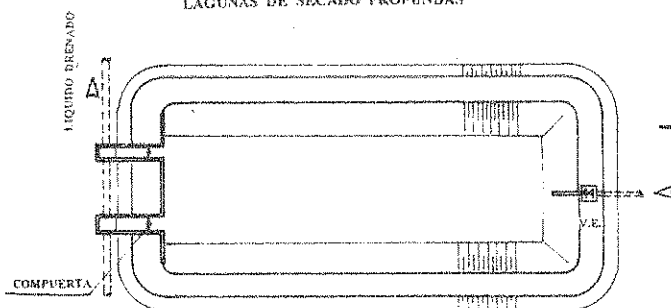


CORTE LONGITUDINAL

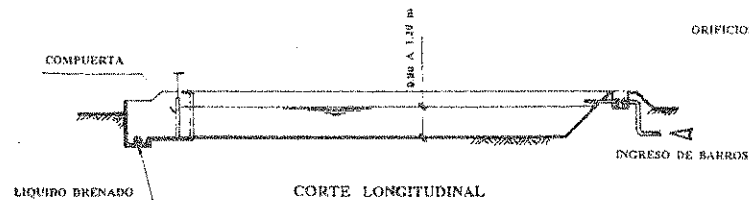


CAÑERIA DE DRENAJE

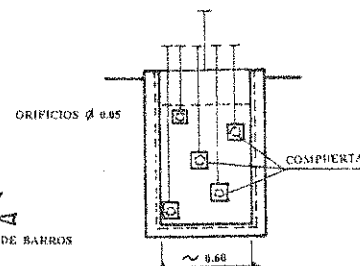
## LAGUNAS DE SECADO PROFUNDAS



CORTE TRANSVERSAL



CORTE LONGITUDINAL



DETALLE COMPUERTA

Figura 11.9.24

Esquema de Playas de Secado Convencionales y Profundas

## 11.10.- LAGUNAS DE ESTABILIZACION

### 11.10.1.- Introducción

Recién a partir de 1948 en DAKOTA del NORTE, EE.UU. se comenzó el diseño técnico de lagunas de estabilización con criterios racionales.

A partir de esa época se han determinado correlaciones y modelos matemáticos destinados a lograr proyectos racionales que pudieran competir técnica y económicamente con los tratamientos convencionales de las aguas residuales domésticas y eventualmente industriales.

Se las definen como estanques conformados por diques de tierra, con profundidades no mayores a 5,00 m y periodos de residencia hidráulica que pueden variar entre 1 y 40 días, divididos en compartimentos que generalmente tienen diferentes finalidades.

La aplicación de lagunas de estabilización para el tratamiento de excretas puede tener los siguientes objetivos:

- Protección epidemiológica reduciendo e inactivando los organismos patógenos presentes en las aguas residuales, para evitar la presencia de los mismos en las zonas de influencia de las descargas.
- Protección ecológica disminuyendo la carga orgánica (DBO o DQO) del líquido residual, que puede afectar el nivel de oxígeno necesario para la vida acuática en el cuerpo receptor. En aquéllos que pueden permanecer secos durante algunos periodos durante el año generalmente no es recomendable el vuelco de efluentes de lagunas de estabilización.
- Reuso directo del agua tratada en la agricultura, evitando la utilización del desecho sin tratar.
- Permitir el aprovechamiento de los cuerpos receptores para pesca y recreación.

Los dos primeros objetivos son fundamentales para diseñar lagunas de estabilización. Mientras que el primero se refiere a la reducción de organismos patógenos, el segundo criterio protege el medio ambiente.

La laguna de estabilización puede reducir considerablemente los agentes patógenos, lo que no se cumple en los procedimientos convencionales de tratamiento, salvo que se incorpore la desinfección del efluente tratado.

El criterio de diseño seguido durante años fue calcular la disminución de la carga orgánica afluente a las lagunas, mediante modelos matemáticos que simulan las

condiciones reales de campo o fijar cargas orgánicas superficiales o volumétricas para el dimensionamiento de las unidades.

La principal causa de la mortalidad y morbilidad ocasionada por enfermedades entéricas se debe al inadecuado tratamiento de la excreta. De allí que paulatinamente van adquiriendo más importancia, en el diseño de lagunas, los aspectos relacionados con la reducción de organismos patógenos, verificándose al mismo tiempo la eficiencia en abatimiento de carga orgánica.

Entre las ventajas de utilizar lagunas de estabilización se pueden mencionar:

- En las lagunas con grandes períodos de retención hidráulica, generalmente se eliminan los huevos y quistes de los parásitos intestinales. Esta situación no ocurre en los tratamientos convencionales, aún con desinfección.
- Soportan mejor los choques de sobrecargas, hidráulica y orgánica, que la mayoría de los procesos convencionales.
- Pueden tratar una gran variedad de aguas residuales domésticas, industriales y agrícolas cuando las cargas contaminantes de las mismas son biodegradables.
- Pueden representar una fuente potencial de alimentos de alto contenido proteico (algas, peces, cultivos especiales, etc.)
- Las algas que salen con el efuente de una laguna pueden ser beneficiosas a un curso receptor. Si hay luz solar apropiada y el cuerpo receptor contiene suficiente nutriente (fósforo, nitrógeno y carbono), las algas son favorables hasta un límite máximo de concentración, ya que si no afecta el paso de la luz a la masa líquida, pueden favorecer su nivel de oxígeno. Es importante cuando el criterio de calidad de un cuerpo receptor es el oxígeno disuelto.

Las evaluaciones de campo efectuadas recientemente en lagunas de estabilización han determinado eficiencias que no se corresponden a las esperadas, especialmente por haber sido diseñadas con parámetros diferentes a los reales de operación. Esa circunstancia debería llevar a los proyectistas a ser cautos en la adopción de dichos parámetros, debiéndose efectuar estudios previos que posibiliten una evaluación sobre la conveniencia de su empleo y ámbito de aplicación.

Entre los inconvenientes a tener en cuenta al proyectar lagunas de estabilización se pueden mencionar:



- En comparación con la cantidad de experiencias efectuadas en lagunas, hay pocos modelos matemáticos y formulaciones sobre el tema.
- Salvo algunas excepciones, en nuestro país no se han desarrollado investigaciones para obtener parámetros racionales de diseño.
- Normalmente no se dispone de la caracterización del líquido a tratar, por no contar con el respectivo sistema de recolección domiciliario.
- Se requiere disponer de terrenos aptos para implantar lagunas de estabilización. Los mismos deben estar alejados de la zona poblada, lo que obliga a proyectar emisarios de mayor longitud. De allí la necesidad de evaluar esos mayores costos con las economías operativas, especialmente la relativa a la energía eléctrica, de mayor peso en los tratamientos convencionales.
- Cuando el efluente contiene algas y en el curso receptor hay poco nutriente, las algas vegetan y tienen una pequeña demanda que generalmente no es objetable. En cambio si no hay luz solar suficiente se mueren y sedimentan produciendo demanda de oxígeno por respiración endógena en la materia orgánica depositada.
- En cursos normalmente sin agua permanente, como ocurre en zonas secas, no es aconsejable la aplicación de lagunas de estabilización, ya que las algas del efluente pueden producir malos olores al descomponerse.

#### 11.10.2.- Clasificación de las Lagunas de Estabilización

De acuerdo al proceso que tiene lugar en la laguna y por el cual se produce la estabilización de la materia orgánica, se clasifican en:

- a.- Aeróbicas (óxicas): soportan cargas orgánicas bajas y contienen oxígeno disuelto en todo instante y en todo el volumen líquido.
- b.- Anaeróbicas: se diseñan para altas cargas orgánicas y no contienen oxígeno disuelto en la masa líquida. El proceso es semejante al de un digestor anaeróbico abierto sin mezclado.
- c.- Facultativas (fotosintéticas convencionales): operan con una carga orgánica media. En las capas superiores se produce un proceso aeróbico en base a una simbiosis o comensalismo entre bacterias y algas. En las capas inferiores se tiene un proceso anaeróbico, donde se produce simultáneamente fermentación ácida y fermentación metánica.

- d.- De maduración: se utilizan como una segunda etapa de tratamiento a continuación de lagunas facultativas. Se diseñan principalmente para destruir organismos patógenos reduciendo su número en el efluente, ya que las bacterias y virus mueren en un tiempo razonable mientras que los quistes y huevos de parásitos intestinales requieren mayor tiempo de detención. En cambio la remoción de DBO es pequeña al tener escasa biomasa. También con las lagunas de maduración se trata de reducir la población algal.
- e.- Aeradas facultativas: pueden considerarse como una extensión de las lagunas facultativas convencionales. La aeración mecánica tiene doble función: suministrar oxígeno al proceso cuando la actividad algal se reduce en horas nocturnas y romper la estratificación termal por efecto de bombeo. Esta situación ocasiona disminución de la zona anaeróbica e incrementa la aeróbica, provocando uniformidad en la concentración de algas en toda la masa líquida de esta última zona y no en la superficie solamente (como ocurre en las convencionales).
- f.- Aeradas de mezcla completa: este tipo de lagunas de estabilización es diferente a las anteriores y especialmente de las aeradas facultativas. Es una variante de aeración prolongada sin recirculación, con mayor permanencia hidráulica (igual a la edad del lodo) y menor carga orgánica volumétrica,  $C_v$ . La separación de sólidos suspendidos se realiza en una laguna calculada como sedimentador secundario a fin de no tener algas (permanencia menor a 2,0 días).

De acuerdo a la secuencia de una serie de lagunas, se tiene:

- Primaria: es la primera laguna de una serie.
- Secundaria: es la segunda laguna de una serie.
- Terciaria: es la tercera laguna de una serie.
- Cuaternaria: es la cuarta laguna de una serie, etc.

De acuerdo a la secuencia del flujo en una batería de lagunas:

- Serie: grupo de lagunas en donde el ingreso y la salida del caudal afluente se hace en orden secuencial en cada una de las lagunas que la componen. (figura 11.10.1)
- Paralelo: grupo de lagunas en donde se realiza el ingreso del caudal afluente en cada una de ellos al mismo tiempo. (figura 11.10.2)
- Paralelo - serie: grupo de series de lagunas en paralelo (figura 11.10.3)

La tendencia moderna es proyectar lagunas en paralelo-serie (tres lagunas y mejor cuatro lagunas en serie), con la doble finalidad de reducir los microorganismos patógenos y disminuir la carga orgánica.

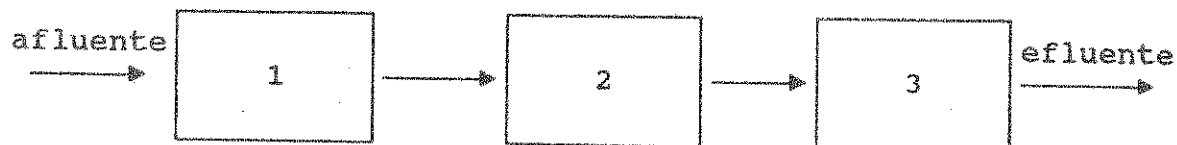


Figura 11.10.1

Lagunas en Serie

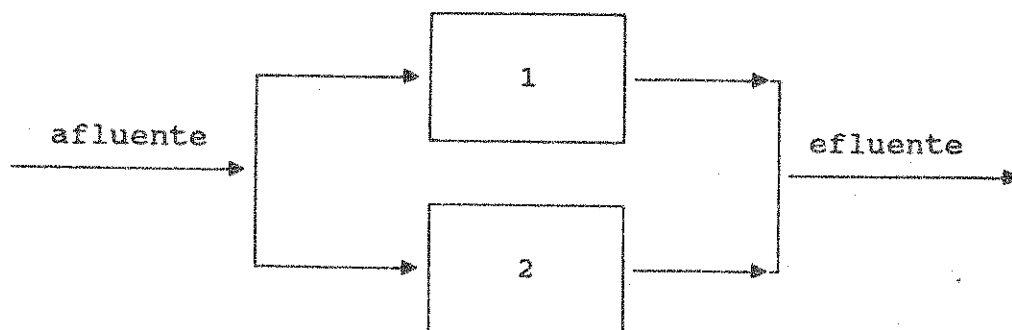


Figura 11.10.2

Lagunas en paralelo

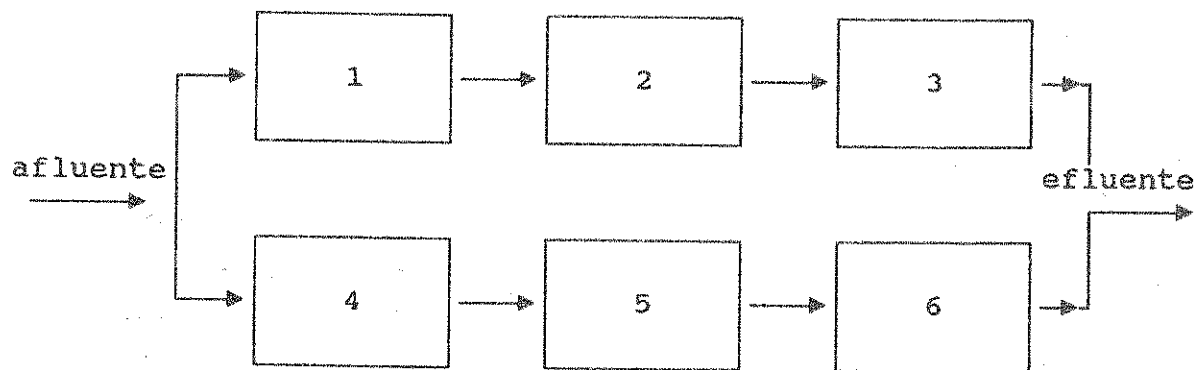


Figura 11.10.3

Lagunas en Paralelo - Serie

Otro aspecto a considerar es la posibilidad de proyectar varias series en paralelo y construirlas en distintas etapas (como mínimo dos). Esa planificación permite evitar obras ociosas (con problemas de crecimiento de malezas, roturas por falta de uso, etc) e inversiones innecesarias. Además servirá para evaluar la primera etapa

con el fin de aplicar las experiencias obtenidas en las etapas siguientes.

En general no se requiere diseñar desarenadores con lo que se disminuyen los problemas operacionales, siendo más conveniente prever un volumen adicional en el ingreso de las lagunas primarias.

Respecto a las rejillas, normalmente se diseñan cuando se puede garantizar una correcta operación del sistema. Cuando las lagunas de estabilización son de pequeña capacidad se puede obviar su aplicación aprovechando que los vientos llevan los elementos flotantes a zonas donde pueden ser extraídos manualmente.

### **11.10.3.- Aspectos Biológicos del Proceso**

El tratamiento es efectuado a través de procesos naturales; físicos, biológicos y bioquímicos, denominados autodepuración (o estabilización), o sea la transformación de compuestos biodegradables (putrescibles) en compuestos minerales u orgánicos más estables.

En la masa líquida se desarrollan varios tipos de organismos vivos: bacterias, algas, protozoarios, rotíferos, vermes, etc. que coexisten en interrelación entre ellos y con el medio ambiente. Las algas y las bacterias viven en una asociación de mutuo beneficio (simbiosis).

#### **- Función de las Bacterias**

Son las principales responsables de la descomposición de la materia orgánica en una laguna de estabilización. Se reproducen con gran velocidad en presencia de materia orgánica disponible.

Las bacterias aeróbicas se reproducen en un medio que contiene oxígeno molecular libre, atmosférico o disuelto en el agua.

Las bacterias anaeróbicas no requieren oxígeno libre para crecer y reproducirse.

Otras pueden utilizar o no el oxígeno libre y se denominan bacterias facultativas.

Las bacterias son organismos heterótrofos que utilizan para su metabolismo materia orgánica compleja de los desechos (carbohidratos, proteínas y grasas), descomponiéndola en materia soluble por medio de enzimas (catalizadores orgánicos) específicas liberadas por las células. Esa materia solubilizada pasa a través de sus membranas, convirtiéndose en energía, nuevas células y productos finales más simples como son el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), nitratos y fosfatos.

Esa descomposición bacteriana se produce en un medio aeróbico, o sea en las capas superiores (fóticas), donde llega la luz solar.

En condiciones anaeróbicas, las bacterias producen sustancias solubles que pueden ser convertidas en gases como son: dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), metano ( $\text{CH}_4$ ), gas sulfídrico ( $\text{SH}_2$ ) y amoníaco ( $\text{NH}_3$ ).

Las bacterias facultativas hidrolizan, fermentan y convierten las sustancias orgánicas complejas (lípidos, proteínas y carbohidratos) en ácidos volátiles (fórmico, acético y valérico) como producto principal. Esas bacterias facultativas se denominan "bacterias de fermentación ácida".

Otro grupo de bacterias anaeróbicas obligadas denominadas "bacterias metánicas", que actúan al mismo tiempo que las anteriores, convierten los productos de la fase de digestión ácida en compuestos gaseosos como son el gas carbónico y el metano.

Otras bacterias estrictamente anaeróbicas son las quimiosintéticas que utilizan el gas sulfídrico para convertirlo en azufre dentro de su masa o en sulfatos estables, pero no participan en la degradación orgánica.

En las lagunas de estabilización se encuentran bacterias patógenas, como son los géneros Salmonella, Shighella, Escherichia, Leptospira, Vibrón, etc. Normalmente no se multiplican ni sobreviven en períodos de residencia hidráulica prolongados por las siguientes causas:

- Valores elevados del pH debido al consumo del  $\text{CO}_2$  por las algas en lagunas facultativas y aeróbicas.
- Acción bactericida de los rayos ultravioletas del sol.
- Depredación de las bacterias por el zooplancton de las lagunas.
- Ciertos compuestos tóxicos no son favorables a las bacterias patógenas.

Los coliformes fecales (en NMP/100 ml) son el indicador más frecuente de los microorganismos patógenos contenidos en el desecho cloacal. Las Salmonellas (en N/ml) son otro indicador y últimamente se tiende a que sean los colífagos.

Entre los organismos patógenos que se pueden encontrar en los líquidos domésticos y las enfermedades que provocan, se tienen:

#### **Bacterias**

- Salmonella typhi: fiebre tifoidea

- Vibrio cholera: cólera
- Salmonella spp: intoxicación alimentaria
- Leptospira icterohaemorrhagiae: leptospirosis
- Shigella spp: disentería bacilar

#### Virus

- Virus de la hepatitis: hepatitis
- Virus de la poliomielitis: poliomielitis

#### Parásitos

- Verme de Ascaris lumbricoides: ascaridiasis
- Verme de Schistosoma mansoni: equistosomiasis
- Protozoo Entamoeba histolytica: disentería amebiana

#### - Función de las Algas en Lagunas de Estabilización

Las algas, organismos autótrofos capaces de sintetizar materia orgánica compleja a partir de compuestos inorgánicos, son organismos acuáticos unicelulares o policelulares, fijos o móviles, que contienen pigmentos fotosintéticos denominados clorofila, mediante la cual producen oxígeno absorbiendo la energía de la luz solar y convirtiéndola en calor y energía química.

Entre las acciones que desarrollan las algas en las lagunas se mencionan:

- Su principal función es la de producir oxígeno (energía) para la descomposición de la materia orgánica y mantener las condiciones aeróbicas del líquido. El oxígeno resultante de la fotosíntesis de las algas durante el día excede el necesario para la respiración de las bacterias y de otros organismos destinados a esa estabilización en la zona fótica (con luz solar). De allí la sobresaturación de oxígeno en las capas superiores durante la presencia de la luz solar.

OSWALD estableció que 1 kg. de algas en peso seco, puede producir 1,56 KgO<sub>2</sub>, pudiendo llegar a 2,0 KgO<sub>2</sub> /1 kg. de algas (ciertas especies que utilizan nitritos y nitratos).

- Remueven los nutrientes como son los compuestos del fósforo, nitrógeno y carbono para satisfacer sus propias necesidades nutricionales.
- El consumo de dióxido de carbono, CO<sub>2</sub>, producto de la respiración de las bacterias saprófitas y del contenido de CO<sub>2</sub> en el líquido a tratar, ocasiona una elevación del

pH a valores que varían entre 8 y 11. Cuando el incremento supera este valor se tiene una disminución del número de bacterias, precipitación de los fosfatos de calcio y pérdida del amoníaco en la atmósfera. O sea, el mayor valor del pH es favorable para la destrucción o reducción de las bacterias patógenas, pero es negativo por la disminución de las bacterias saprófitas y en consecuencia perjudicial para el proceso de descomposición de la materia orgánica.

- Las algas que escapan con el efluente de las lagunas de estabilización pueden crear problemas en la zona de derrame por ser materia orgánica con posibilidad de tener demanda de oxígeno, especialmente en período estival.
- La profundidad de la laguna, hasta donde llega la luz solar necesaria para la fotosíntesis, depende de la intensidad de su incidencia y de la densidad o concentración de las algas en la masa líquida.

La mayor parte de la población algácea se encuentra en los primeros centímetros de la capa superficial.

Durante la noche las algas también consumen oxígeno para su respiración. En consecuencia el oxígeno disuelto resulta inferior al producido.

En las lagunas pueden estar presentes diversas tipos de algas, las que están relacionadas con los procesos que tiene lugar en la laguna. Entre ellas están las algas verdes, azules, fitoflageladas y diatomáceas.

Las algas verdes indican buen funcionamiento con pH elevado y correcto balance de nutrientes; se mencionan los siguientes géneros: *Chlorella*, *Cocystis*, *Coelastrum*, *Crucigenia*, etc.

Las algas azules son menos eficientes que las verdes y predominan en lagunas con PH cercano a 7, con temperaturas arriba de 30°C y con deficiencia de nutrientes, especialmente el nitrógeno. Flotan dificultando la penetración de la luz solar y algunos géneros como el *Microcystis* despiden malos olores. Se mencionan como algas azules a la *Oscillatoria*, *Synachococus*, *Synechococcus*, *Merisnopedia*, etc.

Entre las fitoflagelados se encuentran la *Euglena*, *Peridinium*, *Synura*, *Phacus*, *Pamdorina*, etc.

Entre las diatomáceas está la *Cyclotella*.

#### - Función del Zooplancton

Son organismos que están en suspensión en la masa líquida de una laguna. Comprende a pequeños invertebrados (larvas, insectos, micrometazoarios, etc.) y organismos unicelulares denominados protozoarios.

Es conveniente que los Rotíferos, Cladóceras (Daphnias) y Copepoides se desarrollen en lagunas secundarias y de maduración, ya que reducen el balance de oxígeno por aumento de la demanda respiratoria y disminuyen la población algácea en esas lagunas.

También sirven para clarificar el efluente de las lagunas al alimentarse de bacterias, desechos orgánicos y protozoarios menores.

Los helmintos, nematodos y anélidos que se encuentran en el lodo de esas lagunas contribuyen a la estabilización de los barros orgánicos sedimentados, ya que se alimentan de desechos.

#### **11.10.4.- Procesos que se Desarrollan en las Lagunas de Estabilización**

La materia orgánica que ingresa en la laguna de estabilización comprende a los sólidos sedimentables y los sólidos en suspensión. A su vez éstos están en estado coloidal y diluidos.

Los sólidos sedimentables y los coloidales floculados (al igual que en barros activados) sedimentan en el fondo de la laguna y particularmente en la zona de ingreso. En cambio, el resto de la materia orgánica permanece en la masa líquida.

Como se expresó anteriormente los sólidos biodegradables depositados son estabilizados por las bacterias formadoras de ácidos y de metano, que en condiciones anaeróbicas producen gases que escapan a la atmósfera y además compuestos solubles en la masa líquida. Este proceso de estabilización anaeróbica puede llegar en ciertas condiciones de temperatura y porcentaje de materia biodegradable, a una reducción de la DBO aplicada a la laguna, entre 20 y 30%. A su vez, la materia orgánica solubilizada en ese proceso incrementa la DBO del medio líquido.

Las bacterias, especialmente las facultativas, estabilizan la fracción no sedimentada de la materia orgánica presente en el afluente y la solubilizada del lodo sedimentado, ambas suspendidas en el medio líquido.

#### **11.10.5.- Factores que Influyen en las Reacciones Biológicas**

##### **1.- Radiación solar**

En las lagunas facultativas es fundamental el desarrollo de la fotosíntesis realizada por las algas, a fin de obtener el oxígeno requerido por las bacterias aeróbicas.



La actividad fotosintética es gobernada por la luz solar, la temperatura y también la concentración de los nutrientes.

La radiación solar que se produce durante las horas del día interviene en forma directa en la fotosíntesis.

Durante las horas diurnas, especialmente a mediodía, ocurre la producción máxima de oxígeno que frecuentemente alcanza la saturación. Hay un período durante la noche en donde la producción de oxígeno es menor que la demanda de las bacterias en el proceso de bioxidación, lo que puede producir anaerobiosis. De allí el hecho de ser más efectivas las lagunas donde la radiación solar sea mayor (meses de verano y menor latitud).

Existe un mínimo de luz a partir de la cual la producción de oxígeno supera la consumida en la respiración bacteriana. Hay un máximo de intensidad lumínica a partir de la cual inactiva la actividad fotosintética por la decoloración de la clorofila.

## 2.- Temperatura del Agua en las Lagunas de Estabilización

Es un parámetro básico en el diseño de lagunas, pues los procesos de asimilación de la materia orgánica y de la reducción bacteriana son dependientes de la temperatura en la masa líquida. Un aumento entre 4 a 5°C de la temperatura puede aumentar considerablemente la eficiencia de la laguna.

Hay poca información para el cálculo de la temperatura, además las expresiones han sido desarrolladas en distintos climas, latitudes y tipos de líquido cloacal, que normalmente no coinciden con los correspondientes a un diseño dado.

A continuación se describen algunos métodos y correlaciones que permiten simular la temperatura de diseño.

### - Método del Balance Calórico por Conducción

Se basa en un balance calórico por conducción, no teniendo en cuenta otros factores (latitud, radiación solar, vientos, etc.) y se asume mezcla completa. ECKENFELDER lo aplicó por primera vez. La ecuación del balance es:

$$Q * T_o * C_e - Q * T * C_e = (Z * A / P_e) * (T - T_a)$$

El primer término es el calor afluente, el segundo término es el calor efluente y la resultante es el intercambio de calor entre el aire y la masa líquida.

Donde:

$Q$  = caudal afluente (en  $m^3/d$ )

$A$  = área de la laguna (en  $m^2$ )

$Pe$  = peso específico del agua (en  $kg/m^3$ ), adoptandose  $1000 \text{ kg/m}^3$

$Ce$  = calor específico del agua. Se estima  $Ce = 1 \text{ Kcal/(kg } ^\circ\text{C)}$

$Z$  = coeficiente de transferencia de calor aire-agua. Se asume

$Z = 20 \text{ Kcal/(h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C)} = 0,833 \text{ kgcal/(d}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C)}$

$T$  = temperatura media de la laguna (en  $^\circ\text{C}$ ) (a determinar)

$T_a$  = temperatura del aire (en  $^\circ\text{C}$ )

$T_o$  = temperatura del líquido que ingresa a la laguna

$f = Z / (Ce * Pe) = 20 / (1000 * 1) = 0,02 \text{ m/h} = 0,48 \text{ m/d} = \text{coeficiente. Se adopta } f = 0,50 \text{ m/d para el diseño.}$

$Q = V / t \longrightarrow t = V / Q = \text{tiempo teórico de retención (en d) para:}$

$V$  = volumen de la laguna (en  $m^3$ )

$A = V / H \longrightarrow H = V / A = \text{profundidad de la laguna (en m)}$

$A / Q = t / H$

Entonces:

$$T = \frac{T_o + f(t/H) * T_a}{1 + f(t/H)} = \frac{T_o + (t/2H) * T_a}{(1 + t/2H)}$$

Donde:

$T$  = Temperatura a utilizar en el diseño de la laguna (en  $^\circ\text{C}$ ), siendo  $f \approx 0,5 \text{ m/d}$ .

Para la aplicación de esta fórmula debe tenerse en cuenta que:

- Es limitada para estanques de área reducida en climas templados.

- El modelo no tiene en cuenta la ganancia de calor por radiación, de allí que en climas cálidos resulten valores menores a los reales.
- Se asume mezcla completa, que generalmente no ocurre en lagunas de estabilización convencionales. Por ello se aplica en lagunas idealmente aeradas, con una buena densidad de energía para mezcla.

#### - Correlaciones de Temperatura

Se tiene, que:  $T = A + B * T_a$  = temperatura media del líquido de la laguna (en °C), siendo:

$T_a$  = idem del aire (ambiental), (en °C)

A y B = coeficientes de la correlación lineal.

$r^2$  = coeficiente de correlación

Así se tiene, las siguientes correlaciones para temperatura T (media) y  $T_s$  (de la superficie líquida).

$T = 10,443 + 0,688 * T_a$   $r^2 = 0,828$ : San Juan-Lima-Perú (1982)

$T_s = 9,336 + 0,780 * T_a$   $r^2 = 0,831$ : San Juan-Lima-Perú (1982)

$T_s = 3,685 + 1,137 * T_a$   $r^2 = 0,970$ : Melipilla-Chile (1972)

$T_s = -0,236 + 1,404 * T_a$   $r^2 = 1,000$ : Melipilla-Chile (1972)

$T_s = 10,966 + 0,611 * T_a$   $r^2 = 0,744$ : Campina Grande - Paraíba - Brasil (1978)

$T = 2,688 + 0,945 * T_a$   $r^2 = 0,975$ : Al Samra-Amman-Jordania

$T = 3,1051 + 0,9965 * T_a$  : Copiapó-Chile (1987)

Para la utilización de correlaciones debe tenerse en cuenta que:

- Deben aplicarse en lagunas con características semejantes (condiciones meteorológicas, régimen de vientos, calidad del líquido afluente, volumen, etc).
- Las distintas correlaciones dan valores semejantes para temperaturas ambientales menores a 20°C y más exactamente entre 15 y 17°C. En cambio para temperaturas superiores a 20°C y especialmente mayores a 28°C, difieren sensiblemente los resultados.
- Las diferencias entre la temperatura del aire y la correspondiente a la laguna, se incrementan a medida que la misma se aleja del Ecuador.

- La correlación de las lagunas de AL SAMRA - Amman, difiere de los restantes por el efecto del viento que hace perder energía calórica a la masa líquida. La prueba de lo expresado es que en cada una de las 10 lagunas de la serie se va perdiendo  $0,5^{\circ}\text{C}$  (o sea  $5^{\circ}\text{C}$  entre la primera y última laguna de la serie).
- A falta de mejores datos se deben usar las correlaciones obtenidas en lugares que más se aproximen a las condiciones locales.
- **Modelo de Balance Calórico Completo**

Ha sido aplicado por F. YAÑEZ (1988), para el diseño de la planta de tratamiento de Aguas Residuales de la Ciudad de Cuenca - Ecuador.

El modelo se basa en un balance calórico completo en una laguna expuesta a condiciones atmosféricas. Los componentes del balance calórico están expresados en  $\text{Cal}/(\text{cm}^2 * \text{día})$ .

Son los siguientes:

$I_o$  = radiación solar de onda corta absorbida

$H_{an}$  = radiación solar de onda larga absorbida

$I_s$  = radiación atmosférica de onda corta

$H_a$  = radiación atmosférica de onda larga

$I_{rs}$  = radiación atmosférica de onda corta reflejada

$H_{ar}$  = radiación atmosférica de onda larga reflejada

$H_w$  = radiación superficial del agua, de onda larga

$H_e$  = pérdida de calor por evaporación

$H_c$  = pérdida o ganancia de calor por conducción.

$H_{an}$  = radiación solar de onda larga absorbida.

La cantidad de calor ganada o pérdida por un cuerpo de agua  $H_n$ , resulta de aplicar los componentes de calor en el balance:

$$H_n = I_s + H_a - (I_{rs} + H_{ar} + H_w + H_e + H_c)$$

$$I_o = I_s - I_{rs} \quad \text{y} \quad H_{an} = H_a - H_{ar}$$

Entonces:

$$H_n = I_o + H_{an} - (H_w + H_e + H_c) = \text{cantidad de calor ganada o perdida}$$

Aparte de los componentes del balance calórico descripto, es necesario tener en cuenta los flujos de calor del afluente ( $H_1$ ), del efluente ( $H_2$ ) y de la precipitación pluvial ( $H_p$ ), valores en  $\text{cal}/(\text{cm}^3 \cdot \text{d})$ .

Efectuando cálculos para describir la tasa de cambio de temperatura por unidad de volumen, se tienen las siguientes ecuaciones:

$$T = \frac{H_n / (p_e * C_p * H) + T_1 / R + T_o / t + 0,1 P * T_p / H}{(t + R) / (t * R) + (0,1 P / H)} =$$

= temperatura media de la laguna considerando precipitación pluvial p

$$T = \frac{t * R}{t + R} [H_n / (p_e * C_p * H) + T_1 / R + T_o / t] =$$

= idem sin considerar precipitación

Donde:

$P_e$  = densidad del agua, en  $\text{g}/\text{cm}^3$

$R$  =  $V/Q$  = permanencia hidráulica (en horas o en días)

$C_p$  = calor específico del agua ( $\text{cal}/(\text{g} \cdot ^\circ\text{C})$ )

$T_1$  = temperatura del afluente (en  $^\circ\text{C}$ )

$T_2$  = temperatura del efluente (en  $^\circ\text{C}$ )

$T_p$  = temperatura de la lluvia (en  $^\circ\text{C}$ )

$p$  = precipitación (en  $\text{mm}/\text{h}$  o  $\text{mm}/\text{d}$ )

$H$  = altura de la laguna (en  $\text{cm}$ )

$t$  = intervalo de tiempo (1 hora o 1 día)

$H_n$  = balance calórico (ya enunciado) (en  $\text{cal}/\text{cm}^2 \cdot \text{h}$  o en  $\text{cal}/\text{cm}^2 \cdot \text{d}$ )

El modelo tiene en cuenta la precipitación, la ubicación del sitio en cualquier hemisferio y la utilización de datos meteorológicos.

La dificultad en aplicar este modelo estriba en conseguir los parámetros de diseño especificados, especialmente los meteorológicos (en las estaciones meteorológicas, aeropuertos, etc. generalmente no los determinan en su totalidad).

El cálculo se realiza mediante un programa y uso de una computadora y el modelo puede utilizarse para calibración o para simulación empleando datos meteorológicos y físicos, medidos o registrados para intervalos horarios o diarios.

En "Herramientas modernas para diseño de lagunas de estabilización", de F. YAÑEZ, presentado en el seminario sobre "Tratamiento de Alcantarillados - Lagunas de Estabilización" - XXI Congreso de AIDIS, en Río de Janeiro - Brasil, en 1988, se detalla el modelo de balance calórico completo.

### 3.- Vientos

Influyen en la aeración y homogenización de los líquidos de las lagunas, además de regular la temperatura de las mismas.

Los vientos favorecen la mezcla y rotura de la negativa estratificación termal (especialmente en verano).

En cambio, como se comprobó en las lagunas de Al Samra - Amman, hace perder energía calorífica en una serie de lagunas a medida que avanza el flujo.

En regiones ventosas debe aumentarse la revancha de la superficie líquida respecto al coronamiento de los muros de tierra perimetrales y además hay que proteger los taludes internos por el oleaje que producen los vientos.

El eje longitudinal de la laguna debe ubicarse en lo posible en la dirección predominante de los vientos locales y desde la salida hacia el ingreso del líquido afluyente (sentido del viento opuesto al sentido del flujo).

### 4.- Otros Factores que Influyen en el Proceso

Los tres factores anteriormente expuestos no pueden controlarse. En cambio pueden manejarse los siguientes:

- Carga orgánica superficial (en Kg DBO/d\*Ha)
- Profundidad de la laguna (en m)
- Distribución o ingreso de la carga hidráulica
- Período de detención hidráulica (en d)
- Operación en serie, en paralelo o en ambas
- Configuración y régimen hidráulico.

Hay otros factores que pueden afectar el rendimiento de las lagunas. Entre ellos se mencionan:

- Naturaleza física, química y biológica del líquido.
- Precipitaciones pluviales que ingresan en las colectoras.
- Infiltración en el terreno, que puede ser importante en un balance hidráulico y que puede hacer fracasar el sistema.
- Evaporación, que en general no es significativa en el balance hidráulico.
- Presencia de tóxicos, generalmente aportados por líquidos residuales industriales, que pueden inhibir los procesos biológicos.
- Requerimientos de nutrientes: carbono, nitrógeno, fósforo y azufre, elementos que se encuentran en desagües domésticos. En cambio algunos efluentes industriales no contienen adecuada cantidad de nutrientes.

#### 11.10.6.- Submodelo Hidráulico de las Lagunas

Los modelos y correlaciones de mayor aplicación para la evaluación de las lagunas se refieren a los compuestos orgánicos carbonáceos y nutrientes, bajo la suposición de equilibrio continuo con el submodelo hidráulico de mezcla completa.

Los ensayos con trazadores evidencian que las lagunas de estabilización convencionales, especialmente en climas cálidos, no se comportan como reactores a mezcla completa. En las pruebas se detectan cortocircuitos y estratificación termal.

Hay otras evaluaciones (R. Galindo y otros -Chile- 1990), que indican que tienden más a mezcla completa, con periodos de retención sin embargo bastante menores que los teóricos.

El mejor parámetro para caracterizar el régimen hidráulico dentro de una laguna es el factor de dispersión  $d_i$  (valor adimensional).

$$d_i = D / U * L = D * t / L^2$$

= factor o número de dispersión, siendo:

Donde:

D = coeficiente de dispersión axial ( $m^2/h$ ) (puede variar entre 540 y 2880  $m^2/h$  en lagunas)

U = velocidad del fluido (m/h) en la dirección del flujo

L = longitud característica de la trayectoria de desplazamiento de una partícula en el estanque (m)

t = R = período de retención nominal de la laguna (en h)

La determinación del parámetro  $d_i$  se puede realizar experimentalmente en pruebas de trazadores, con la siguiente ecuación:

$$\sigma_t^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2 * d_i - 2 * d_i^2 * [1 - e^{(-1/2d_i)}] =$$

varianza adimensional, siendo:

$\bar{t} = \sum C_i * t_i / \sum C_i$  = período de retención promedio = centroide de la curva de concentración  $C_i$  versus tiempo  $t_i$ , deducida en el ensayo de trazadores.

También es:  $\sigma_t^2 = (\sum t_i^2 * C_i / \sum C_i) - \bar{t}^2$

En lagunas con flujo a pistón la determinación es más fácil tomando valores generalmente en la mitad de la laguna.

$d_i = 1 / [4 * \pi * (C_{\text{máx}} / C_o)^2]$  = factor de dispersión para:

$C_o$  = concentración idealizada del trazador suponiendo mezcla instantánea del trazador en la laguna.

$C_{\text{máx}}$  = concentración máxima de la curva  $C_i$  en función de  $t$

En general de acuerdo a pruebas de trazadores efectuadas en lagunas convencionales, los valores del número de dispersión  $d_i$  varían bastante. Esa situación se debe a que influyen considerablemente en primer lugar la acción del viento (produce mezcla), la localización de entradas y salidas, la relación largo/ancho, la radiación solar, etc.

Para  $d_i=0$  se tiene flujo a pistón y para  $d_i = \infty$  se tiene mezcla completa.

En lagunas de estabilización el factor de dispersión varía normalmente entre 0,15 y 4,00, o sea que tiende más al flujo a pistón que a mezcla completa.

En caso de no contar, con la posibilidad de obtener el factor o número de difusión  $d_i$  en pruebas de trazadores, se pueden adoptar las siguientes correlaciones.



$d_i = X / (-0,26118 + 0,25392 * X + 1,01368 * X^2)$  = factor de difusión o dispersión (valor adimensional) (establecido por F. YANEZ en evaluaciones efectuadas en el CEPIS).

Donde:

$X = L / B$  = relación entre la longitud L de una laguna y el ancho B de la misma.

Generalmente L es igual a la distancia longitudinal entre el ingreso y la salida del líquido en la laguna

POPRASERT y BATTARA desarrollaron un modelo para paralelepípedos rectangulares y que fue aplicado por SAENZ FORERO en el CEPIS. El modelo da valores bajos del factor de dispersión, por lo que no se aconseja su aplicación.

$$d_i = \frac{1,158 * [R (B + 2H)]^{0,489} * B^{1,511}}{(T + 42,5)^{0,734} * (L * H)^{0,489}}$$

En el modelo se tienen los siguientes parámetros:

$R = t$  = permanencia hidráulica =  $V/Q$  (en día)

$T$  = temperatura del agua en la laguna (en °C)

$H$  = tirante líquido de la laguna (en m)

$B$  = ancho de la superficie líquida de la laguna (en m)

$L$  = longitud de la superficie líquida de la laguna (en m)

En lagunas aeradas se tiene:

$d_i = 2881 t/L^2$ , fórmula de MURPHY y WILSON para:

$t$  = permanencia hidráulica (en horas)

$L$  = longitud superficial de la laguna (en m)

Como valores prácticos se pueden adoptar provisoriamente en función de:  $r = L/B$ :

$d_i = 1,00$  para  $r = 1$  (lagunas cuadradas)

$d_i = 0,50$  para  $r = 2$

$d_i = 0,33$  para  $r = 3$

$d_i = 0,25$  para  $r = 4$

$d_i = 0,20$  para  $r = 5$

$d_i = 0,17$  para  $r = 6$

Otro parámetro a considerar en el submodelo hidráulico es la permanencia hidráulica  $t = V/Q$  (en días).

Las pruebas de trazadores dan valores menores que el teórico, debido a zonas muertas y cortocircuitos.

MALCERSON y WATTERS determinaron valores reales del orden entre 51,1 % y 65,2 % del teórico  $t = V/Q$ .

Por su parte SAENZ FORERO (CEPIS) estableció que las capas superiores del líquido en la laguna se mueven a una velocidad igual a  $3/2$  de la velocidad teórica del flujo regido por las leyes del flujo laminar.

$R = 2/3 * V/Q = 0,67 * t$ . Generalmente  $R$  varía entre 0,3 y 0,8 de  $t$ , según sea el sistema de ingreso y salida del líquido.

Los valores de  $R$  y  $di$  son básicos para el diseño de lagunas de estabilización aplicando el modelo de flujo disperso, especialmente para el cálculo de la eficiencia en reducción de los coliformes fecales.

#### 11.10.7.- Discrepancias en el diseño de lagunas de estabilización.

De acuerdo al análisis de bibliografía técnica y de evaluaciones de campo, F. YAÑEZ concluye que hay discrepancias de orden teórico y práctico en el diseño de lagunas de estabilización.

Entre las discrepancias de orden teórico se mencionan:

- El modelo de diseño de lagunas aeróbicas o de alta producción de biomasa, ha sido utilizado equivocadamente para lagunas facultativas.
- Es erróneo considerar mezcla completa en el submodelo hidráulico para determinar las constantes cinéticas (a considerar más adelante), por ser flujo disperso con tendencia al flujo a pistón.
- Los modelos que consideran unicamente el submodelo hidráulico son inadecuados, pues no tienen en cuenta la parte de la biomasa (sólidos) que sedimenta.
- Esa situación se corrobora ya que existe gran reducción orgánica en las lagunas primarias mientras es escasa en las siguientes lagunas de la serie.

En cambio en todas las lagunas de esa serie se produce reducción bacteriana, debido que la población microbiana acompaña al flujo hidráulico.

- Es incorrecta la aplicación del modelo de MARAIS en una serie de lagunas para la determinación de la reducción bacteriana.

De la fórmula de MARAIS, se deduce la siguiente relación:

$$t = \left[ \frac{(N_o/N)^{1/n} - 1}{K_b} \right] = \text{período de retención de una laguna de la serie (en día).}$$

$$t_n = \left[ \frac{(N_o/N)^{1/n} - 1}{K_b} \right] * n = \text{período total de retención para la serie de n lagunas (en día).}$$

$N$  y  $N_o$  son respectivamente el número más probable de coliforme fecal en el efluente y afluente (en NMP/100 mL),  $K_b$  es la velocidad global de mortalidad de esos coliformes, asumiendo mezcla completa,  $t$  es la permanencia hidráulica teórica (en día) y  $n$  es el número de lagunas de la serie.

Suponiendo una relación de coliformes fecales,  $N_o/N = 10^4$  veces y una velocidad global  $K_b = 2 \text{ d}^{-1}$ , se requieren los siguientes períodos totales de retención para la serie:

Así para;  $n = 1$  es  $t_1 = 4999,5 \text{ d}$

$n = 2$  es  $t_2 = 99,0 \text{ d}$

$n = 3$  es  $t_3 = 30,8 \text{ d}$

$n = 4$  es  $t_4 = 18,0 \text{ d}$

$n = 10$  es  $t_{10} = 7,6 \text{ d}$

$n = 20$  es  $t_{20} = 5,8 \text{ d}$

Observando los valores se tiene que aumentando el número de lagunas de 1 a 20, implica una reducción de  $t_{20}$  en casi 1000 veces respecto a  $t_1$ , sin haber mejorado ni la mortalidad bacteriana (se mantiene  $N_o/N = 10^4$ ) ni el submodelo hidráulico.

- A fin de evitar discrepancias encontradas en el diseño de lagunas, debe tenerse en cuenta lo siguiente:

- \* La forma más adecuada de las lagunas ya que se han detectado lagunas circulares, cuadradas y rectangulares. En la práctica son aconsejables las lagunas alargadas en el sentido del flujo.

- \* La forma de entrada y salida y su localización para los distintos tipos de lagunas.

\* La manera de evitar la estratificación termal.

#### 11.10.8.- Lagunas Anaeróbicas

##### - Aspectos Generales del Proceso Anaeróbico

En las lagunas anaeróbicas predomina un ambiente sin oxígeno disuelto o sea anóxico. Los procesos de estabilización son principalmente procesos de reducción de la materia orgánica realizados por bacterias anaeróbicas y facultativas. Para minimizar la disolución de oxígeno del aire se construyen estanques profundos con poca área superficial.

La materia orgánica sedimentable se acumula en el fondo de la laguna y sufre un proceso de digestión anaeróbica. Una etapa es la licuefacción y formación de ácidos orgánicos y la restante etapa es la fermentación metánica.

El proceso metánico se inicia y desarrolla a temperaturas superiores a los  $10^{\circ}\text{C}$ , alcanzando para temperaturas entre  $30$  y  $35^{\circ}\text{C}$ , una gran producción de gas metano.

La acumulación de lodo se compensa en el transcurso del año. Así para un incremento del lodo depositado en invierno se tiene una reducción en verano al aumentar la velocidad de degradación, por ser mayor la temperatura del líquido.

Se estima entre  $0,030$  y  $0,050 \text{ m}^3/\text{año} \cdot \text{hab}$ , el lodo depositado anualmente per cápita. En Brasil se comprobó que la acumulación de lodo en el fondo de la laguna no es uniforme y que, en promedio, varía entre  $2,18$  y  $5,70 \text{ cm/año}$ .

La costra o espuma superficial es producida por elementos flotantes (grasas, semillas, pajas, etc.) siendo su acumulación proporcional a la carga orgánica superficial  $C_{ss}$ .

La formación de la costra tiene los siguientes aspectos positivos:

- \* Evita la reaeración y formación de algas, inconvenientes al el proceso anaeróbico.
- \* Mantiene el calor requerido en el proceso en toda la masa líquida.

Entre los inconvenientes se mencionan:

- \* Formación de costras de gran espesor, en donde puede desarrollarse habitats favorables a la proliferación de moscas, mosquitos, insectos, alimañas, etc. y además ser fuente de alimentación de pájaros.

- \* Causa malos olores por la digestión anaeróbica de la parte sumergida, aunque pueden disminuir los desprendidos desde el fondo de las lagunas.
- \* Presenta un aspecto antiestético.
- \* Puede escapar con el efluente. De allí la necesidad de colocar chicanas en la salida o proyectar la cañería del efluente a un nivel inferior al de la costra.

La carga orgánica de la fracción líquida del desecho también es digerida anaeróbicamente por las bacterias formadoras de ácidos y metano, a través de sus procesos metabólicos (respiración, alimentación y crecimiento), transformándola en materia mineral. O sea, que también se producen  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{SH}_2$  que escapan a la atmósfera.

- Eficiencia en reducción orgánica de las lagunas anaeróbicas

La eficiencia es función principalmente de la temperatura de la laguna y del tiempo de retención hidráulica

Cuadro 11.10.1

Eficiencia probables en remoción de  $\text{DBO}_5$  según ARCEIVALA

T (°C)	t (día)	Eficiencia E (%)
≤ 10	≥ 5	0 a 10
10 a 15	4 a 5	30 a 40
15 a 20	2 a 3	40 a 50
20 a 25	1 a 2	40 a 60
25 a 30	1 a 2	60 a 80

Cuadro 11.10.2

Eficiencia probables en remoción de  $\text{DBO}_5$  según MARA

T (°C)	t (día)	Eficiencia E (%)
Climas Calientes	1	≅ 50 %
	2,5	≅ 60 %
	5,0	≅ 70 %

En general se estima una reducción de DBO entre 30 y 60° para temperaturas del líquido superiores a 15°C, valor mínimo aconsejable como promedio para lagunas anaeróbicas.

#### - Aspectos Positivos y Negativos para su Aplicación

Entre los primeros se mencionan:

- \* Disminuye el área del sistema cuando se proyectan lagunas anaeróbicas, como etapa previa a lagunas facultativas o tratamientos convencionales (barros activados, lechos percoladores, etc.), o sea, reduce los costos constructivos.
- \* Es beneficioso proyectar este tipo de lagunas para desechos altamente cargados orgánicamente, provenientes de industrias (mataderos industrias lácteas, etc.)
- \* Pueden recibir descargas de tanques atmosféricos que transportan el contenido de cámaras sépticas y pozos absorbentes.

Entre los inconvenientes que presentan pueden citarse:

- \* Es difícil corregir los problemas que aparecen cuando los fenómenos naturales influyen negativamente en la operación de las lagunas.
- \* No son eficientes en climas fríos, aconsejando en estos casos profundizarlas y aumentar su permanencia (ECKENFELDER propicia hasta 50 días para esa circunstancia), lo que incrementa sus costos constructivos.
- \* Pueden provocar malos olores y mal aspecto. Por ello deben proyectarse alejadas, por lo menos a 1000 m de zonas urbanizadas.

#### - Factores que Influyen en el Proceso

**Vientos:** pueden ser negativos pues para lagunas de gran superficie producen oleajes y cortocircuitos. De allí que se requiera reforzar los taludes naturales con protecciones (piedras, losetas, etc.) de 0,30 m. de ancho respectivamente arriba y abajo de la superficie líquida. Se recomienda que la dirección del viento predominante sea desde la salida hacia la entrada de la laguna.

**Temperatura:** ya se indicó que la actividad bacteriana decrece con la disminución de la temperatura, pues una reducción de 10°C, provoca la mitad de dicha actividad. Hay escasa fermentación del lodo debajo de 17°C. Se aumenta cuatro veces esa actividad cada 5°C de elevación de la temperatura. Se tiene en cuenta que la temperatura media de la laguna es siempre superior a la ambiental, aún en la superficie. De noche, la temperatura superficial es ligeramente inferior a la media y ocasiona un flujo de calor

desde el fondo a la superficie y viceversa. Esta situación hace uniforme la temperatura de la masa líquida.

**Precipitación pluvial:** No tiene influencia directa sobre el área de la laguna, sino en el caudal de llegada cuando hay ingreso de un caudal extra en las colectoras. De allí, la necesidad de proyectar en la cámara de acceso, una cañería "by-pass" o extravasor lateral para desviar ese caudal excedente hacia el curso receptor (por ser líquido diluido de corta duración y frecuencia).

**Evaporación:** no influye en la eficiencia de la laguna, aún en climas cálidos con altos valores de la evapotranspiración.

**pH:** requieren un ambiente ligeramente alcalino, con valores óptimos entre 7,0 y 7,2 para que predomine la fase metánica sobre la ácida.

**Materiales tóxicos:** se pueden mencionar las sales y metales pesados para la fase ácida y para la fase metánica el oxígeno, sales, cobre, cromo y metales pesados.

#### - Dimensionamiento de lagunas anaeróbicas

##### \* Modelo de VINCENT

Es el único conocido hasta el presente. La ecuación desarrollada por Vincent y colaboradores es:

$$Se = Sa / [Kn * (Se / Sa)^n * R + 1]$$
 = concentración de DBO en el efluente, en donde:

Sa = concentración de DBO en el afluente

R = tiempo de detención para el sistema de mezcla completa (en días).

n = exponente (a ser determinado)

Kn = coeficiente " "

Los valores de n y Kn son ajustadas a través de la técnica de aproximación sucesiva de mínimos cuadrados y varían con las características regionales del proyecto.

Mc Garry y Pescod encontraron para lagunas estudiadas en ASIA los siguientes valores Kn = 6 y n = 4,8.

H. Kawai y otros determinaron que Kn = 38,5 y n = 3,6 y comprobaron que los resultados del modelo no concordaban con los datos de campo, con una variación de hasta 74%.

#### \* Modelo estadístico

$$C_{SR} = -14,4555 + 0,675 * C_{Sa} \quad CC = 0,9866$$

$$C_{SR} = -86,0971 + 0,6543 * C_{Sa} + +3,3985 * T \quad CC = 0,9930$$

$$C_{SR} = -265,0576 + 0,7491 * C_{Sa} + 23,5258 * R \quad CC = 0,9948$$

Las tres correlaciones fueron deducidas por H. KAWAI y otros en CETESB (Brasil desde 1977 a 1981), siendo:

$C_{SR}$  = carga orgánica superficial removida (en KgDBO/d\*Ha)

$C_{Sa}$  = carga orgánica superficial aplicada (en KgDBO/d\*Ha)

T = temperatura del líquido en la laguna (en °C)

t = R = tiempo de detención hidráulica (en día)

CC = coeficiente de correlación

La faja de aplicación de las correlaciones está limitada a:

- Carga orgánica aplicada  $C_{Sa}$ , entre 530 y 2300 KgDBO/d\*Ha
- Temperatura del líquido T, entre 18 y 25 °C.
- Tiempo de detención hidráulica entre 4,3 y 10 días.
- Método empírico

ALEM aconseja los siguientes parámetros de diseño:

$C_{Sa} = 1000$  a  $2000$  KgDBO/d\*Ha = carga orgánica superficial aplicada, en climas templados y subtropicales.

$C_{Sa} \geq 800$  KgDBO/d\*Ha = ídem para climas fríos

$C_v = 0,050$  a  $0,080$  KgDBO/d\*m<sup>3</sup> = carga orgánica volumétrica

t = R = 3,00 a 5,00 d para temperaturas del agua T  $\geq 20^\circ\text{C}$

t = R = 4,00 a 6,00 d para temperaturas del agua T = 14 a  $20^\circ\text{C}$

H  $\geq 3,00$  m = profundidad de las lagunas

Para determinar la eficiencia en reducción bacteriana debe considerarse flujo disperso.

No se aconseja permanencias hidráulicas mayores a 6,00 d porque las lagunas tienden a ser facultativas.

Se recomienda utilizar la DBO última de la etapa carbonácea para la carga orgánica.



Otros parámetros utilizados para el diseño son:

- En Israel:  $C_v = 0,125 \text{ KgDBO/d}\cdot\text{m}^3$
- En Canada:  $CV = 0,042 \text{ a } 0,283 \text{ KgDBO/d}\cdot\text{m}^3$ , según sea la latitud.

En zonas con climas calientes y alejados de centros urbanos, se han diseñados lagunas anaeróbicas primarias con cargas orgánicas volumétrica de hasta  $CV = 0,300 \text{ KgDBO/d}\cdot\text{m}^3$ .

#### 11.10.9.- Lagunas Aeróbicas

En este tipo de lagunas de estabilización predominan las condiciones aeróbicas en toda la masa líquida.

Se denominan lagunas fotosintéticas de alta producción algácea y fueron estudiadas por OSWALD.

La fuente principal de oxígeno se debe a la fotosíntesis, la cual depende de la radiación solar.

Las lagunas aeróbicas basan su funcionamiento principalmente en la actividad fotosintética de las algas verdes.

En la práctica no son utilizadas estas lagunas ya que se debe cumplir condiciones muy estrictas en su diseño, y operación, especialmente por la gran superficie de terreno que requieren.

El tirante líquido oscila entre 0,15 y 0,30 m para permitir la penetración de la luz solar en toda su masa líquida. Ese tirante implica tener soleras uniformes y planas y además revestidas o compactadas para evitar el desarrollo de plantas acuáticas.

Admite cargas orgánicas que varían entre 110 y 120 Kg DBO/d\*Ha, para que no produzcan olores. Tienen alta eficiencia en reducción de DBO soluble (filtrada) entre 90 y 95%. Si se considera la DBO total (no filtrada), esa eficiencia disminuye debido a la cantidad de algas que escapan en el efluente.

Para el diseño de lagunas aeróbicas se aplica el trabajo de OSWALD y GOTTAS, en California (1955) (Photosynthesis in Sewage Treatment, ASCE, Sanitary Engineering Division).

R SAENZ FORERO modificó el modelo de OSWALD y GOTTAS. En el original se tenía la siguiente ecuación:

$$A = \frac{h_e * Q * (S_a - S_e - S_{sd})}{10^5 * F * P * I_e * (1 - e^{-sk})} = \text{área de la laguna (en Ha)}$$

Donde:

$Q$  = caudal afluente (en  $m^3/d$ )

$S_a$  = concentración orgánica del afluente (en  $mg/L$  de  $DBO_5$  total)

$S_e$  = concentración orgánica del efluente (en  $mg/L$  de  $DBO_5$  soluble)

$S_{sd}$  = concentración orgánica de los sólidos sedimentables del afluente (en  $mg/L$  de  $DBO_5$ ). Se estima aproximadamente  $S_{sd} = 0,30 S_a$

$e$  = base de los logaritmos neperianos

$K$  = constante de reacción de la  $DBO$  a  $20^\circ C$  (en  $día^{-1}$ ).  
Varía entre  $0,20$  y  $0,50 d^{-1}$

$he$  = energía acumulada en la materia orgánica fotosintetizada, en calorías/ $mg$  de materia volátil. Un valor determinado es  $he = 6,0$  calorías/ $mg$  de materia volátil al nivel del mar

$F$  = factor que expresa la eficiencia de la fotosíntesis en el aprovechamiento de la energía. Al nivel del mar se tiene que  $F = 0,04$  a  $0,05 = 4$  a  $5\%$ .

$P$  = relación entre el peso total del oxígeno liberado por las algas y el peso de la materia orgánica fotosintetizada. Al nivel del mar se tiene que  $P = 1,58$

$I_e$  = insolación visible (en Langley/día =  $cal/d \cdot cm^2$ ). El valor de  $I_e$  varía con la latitud y altitud.

En forma aproximada al nivel del mar, se tiene los siguientes valores mínimos de  $I_e$ , en función de la latitud  $L$  (en grados):

$L = 0$  ,  $I_e = 103$

$L = 30$  ,  $I_e = 70$

$L = 5$  ,  $I_e = 116$

$L = 35$  ,  $I_e = 43$

$L = 10$  ,  $I_e = 129$

$L = 40$  ,  $I_e = 24$

$L = 15$  ,  $I_e = 140$

$L = 50$  ,  $I_e = 7$

$L = 20$  ,  $I_e = 120$

$L = 60$  ,  $I_e = 0$

$L = 25$  ,  $I_e = 96$

Los valores de  $I_e$  confeccionados con información del U.S. Weather Bureau, corresponden a radiaciones entre 4000 y 7000  $\mu$  (armstrong), que son las que penetran la capa fotosintética de una laguna facultativa.

El método original propone una profundidad de la laguna basada en la penetración de la luz solar (aproximadamente 0,30 m); el método modificado establece una profundidad  $H$  entre 1,00 m y 2,00 m.

Adoptando:  $K = 0,39 \text{ d}^{-1}$ ,  $h_e = 6 \text{ cal/mg}$ ,  $F = 0,04$ ,  $P = 1,58$  y  $e = 2,718281$ , se tiene la siguiente expresión:

$$A = \frac{Q * (S_a - S_e - S_{sd})}{904 * I_e}$$

Adoptando  $H =$  tirante líquido (en m) (varía entre 1,00 m y 2,00 m), es:

$V = A * H =$  volumen líquido (en  $\text{m}^3$ )

$t = V / Q =$  permanencia hidráulica teórica (en día)

De acuerdo a lo especificado en 11.10.1 (calidad del efluente de lagunas de estabilización), se recomienda el uso de lagunas aeróbicas solamente cuando la finalidad es producción de material proteico que debe ser separado previamente del efluente, o se dispone de todos los parámetros de diseño.

No es adecuado el uso del modelo de diseño de lagunas aeróbicas de alta producción de biomasa para el proyecto de lagunas facultativas.

#### 11.10.10.- Lagunas Facultativas

##### - Aspectos Generales del Proceso

Son las más usadas de las lagunas de estabilización. Reciben desechos crudos o de tratamiento preliminares como son los tratamientos anaeróbicos (lagunas y procesos anaeróbicos).

Cuando el líquido crudo o proveniente de otros procesos ingresa en una laguna facultativa se producen las reacciones biológicas de oxidación, de fotosíntesis, de fermentación ácida y de fermentación metánica (ver figura 11.10.4).

En una laguna facultativa convencional se desarrollan las siguientes zonas:

Capa de lodo anaeróbico ubicada en el fondo de la laguna, producida por el depósito de sólidos sedimentables y floculados.

Los microorganismos transforman los compuestos orgánicos complejos (hidratos de carbono), mediante fermentación ácida y metánica. Los ácidos orgánicos formados se transforman en metano ( $\text{CH}_4$ ), dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), nuevas células de bacterias y energía. La resultante de este proceso de acumulación progresiva de lodos es de 2 a 3 cm/año) como valor medio.

Zona facultativa situada sobre la zona de barro, en donde el oxígeno molecular no siempre se encuentra disponible. Generalmente de día es aeróbica y de noche anaeróbica (se comienza la digestión anaeróbica).

Zona aeróbica que comprende el sector entre la superficie líquida y la zona facultativa, en donde el oxígeno molecular siempre está disponible y suministrado principalmente por las algas y en menor escala por la reaeración superficial.

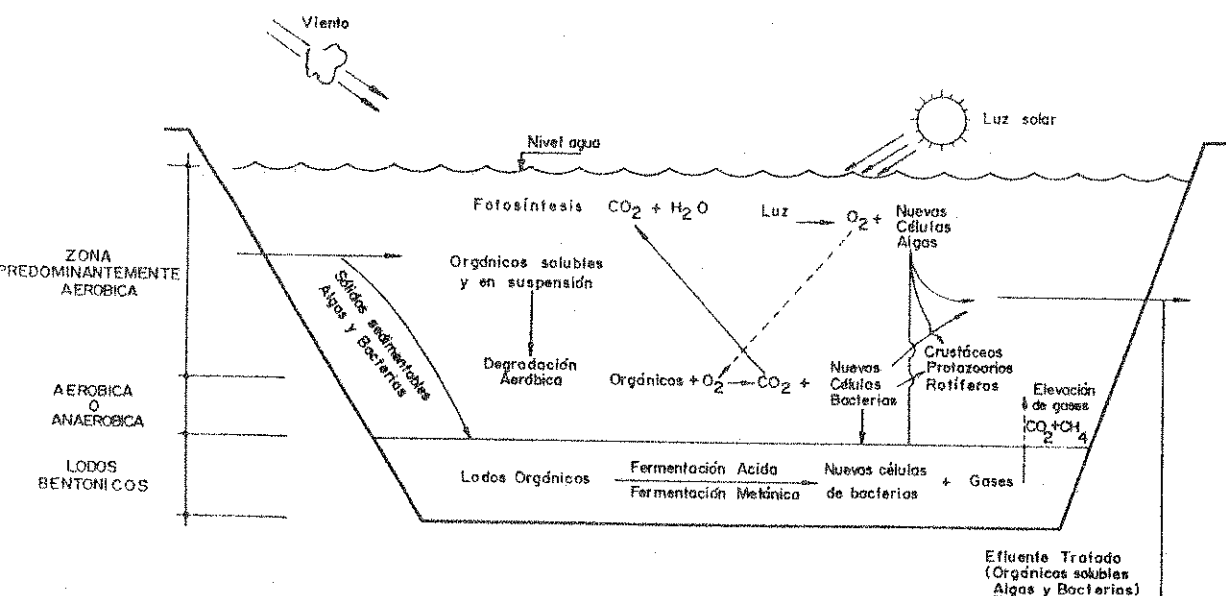


Figura 11.10.4

Representación esquemática de las reacciones biológicas de una laguna facultativa

Las algas, en presencia de la luz solar y a través de su proceso fotosintético utilizan el  $\text{CO}_2$  resultante de la oxidación bacteriana como fuente de carbono para síntesis de nuevas algas, liberando a su vez el oxígeno en forma libre. Por otro lado las bacterias aeróbicas utilizan ese oxígeno en la oxidación bioquímica de la materia orgánica.

Entonces, parte de la materia orgánica del desecho a tratar se transforma en nuevos microorganismos: algas, bacterias, rotíferos, protozoarios y la restante parte en compuestos más estables.

Existe por lo tanto, una asociación de beneficio mutuo (simbiosis). (figura 11.10.5)

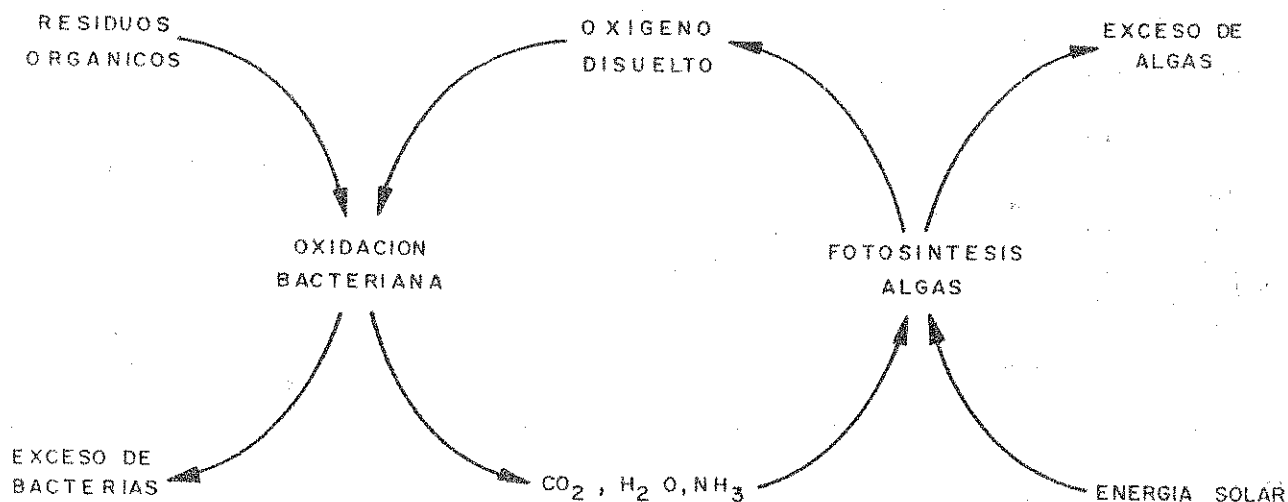


Figura 11.10.5

Representación esquemática de los fenómenos de simbiosis que ocurren en las zonas fóticas de las lagunas facultativas

Se denomina "oxipausa" la superficie de separación entre las zonas con y sin oxígeno disuelto.

"Termoclima" es una delgada capa estática con grandes variaciones de temperatura y que separa las capas calientes superiores de las frías inferiores.

Cuando no hay mezcla se desarrolla rápidamente una estratificación térmica. En consecuencia es conveniente romper el termoclima.

#### - Efluente de una Laguna de Estabilización Facultativa

Contiene alta concentración de oxígeno disuelto y prácticamente sin sólidos sedimentables. Con el efluente escapan organismos vivos, como son las algas, bacterias, rotíferos, microcrustáceos, etc.

Normalmente, el efluente tiene color verdusco debido a la presencia de algas. Uno de los problemas de esas lagunas es la cantidad de algas que se disponen en zonas no aptas para recibirlas, como son cuerpos en ocasiones generalmente secos o con escaso caudal y en aguas estancadas, ya que esa carga orgánica puede dar lugar a procesos anaeróbicos.

Se aconseja cuando se quiere evitar la fuga de algas, proyectar la salida sumergida, a un tercio de la altura líquida a contar de la superficie (altura sumergida de las chicanas).

#### - Eficiencia de las Lagunas Facultativas

Los modelos y correlaciones más conocidas fueron determinados en condiciones generalmente distintas a la del proyecto específico en estudio. Además las alternativas que ofrecen los parámetros de esos modelos y correlaciones conducen a eficiencias sensiblemente diferentes en cada caso.

Los modelos y correlaciones principalmente se han desarrollado para determinar la reducción orgánica (en DBO o DQO) y en menor grado la reducción bacteriana.

Las fórmulas han sido desarrollada para conocer la DBO (o DQO) soluble del efluente, no considerando las algas que escapan en el mismo.

El efluente de lagunas facultativas y de maduración contiene una concentración apreciable de algas que al morir ejercen una demanda de oxígeno en el cuerpo receptor. Esa situación haría necesaria la remoción de las algas cuando esa demanda ejerza un impacto considerable sobre las aguas receptoras y se requiera minimizar el vertido de nutrientes (nitrógeno y fósforo) al ambiente. Un método para solucionar el problema de las algas en el efluente es utilizarlo en

riego, siempre que se cumplan las condiciones establecidas para la calidad bacteriológica del mismo.

Para la DBO soluble se tiene las siguientes eficiencias en reducción orgánica:

- $E_f \approx 60\%$  en experiencias realizadas por CUBILLOS (Mérida - Venezuela) en Palmira (Colombia) y Lagunas de U.C.V (Venezuela).
- $E_f = 69$  a  $90\%$  en Brasil para lagunas primarias únicas y entre  $67$  y  $72\%$  para lagunas primarias precedidas de anaeróbicas (a mayor remoción en la anaeróbica menor eficiencia en la facultativa).
- En Campiña Grande (Brasil), se obtuvo una eficiencia en DBO soluble  $E_f = 80\%$  para lagunas primarias con cargas orgánicas superficiales  $C_{sa} = 400 \text{ Kg DBO}_5/\text{d}\cdot\text{Ha}$ .
- En las pruebas efectuadas por el CEPIS en lagunas de estabilización de SAN JUAN (Perú), se consideró la DBO total para el afluente a cada laguna de la serie y la DBO soluble para el efluente de cada laguna. Al respecto se obtuvieron las siguientes eficiencias en reducción orgánica:
  - $E_f = 88,3\%$  (promedio), para lagunas primarias con cargas superficiales  $C_{sa} = 241,1 \text{ Kg DBO}_5 \text{ total}/\text{d}\cdot\text{Ha}$ .
  - $E_f = 70,6\%$  (promedio), para lagunas secundarias con cargas superficiales  $C_{sa} = 62,2 \text{ Kg DBO}_5 \text{ total}/\text{d}\cdot\text{Ha}$ .

En lagunas secundarias y terciarias la remoción orgánica es inferior a la de las lagunas primarias, por ser más lenta la velocidad de estabilización al recibir compuestos más estables que los presentes en el agua cruda. La experiencia indica bajas eficiencias para menores cargas orgánicas.

Los valores encontrados en la eficiencia de lagunas secundarias, terciarias, etc, han sido determinados aplicando para la carga orgánica afluente a cada laguna, un coeficiente de incremento  $Z = \text{DBO}_{\text{total}} / \text{DBO}_{\text{soluble}}$  que depende de esa carga superficial orgánica. Según experiencias del CEPIS,  $Z$  varía entre  $1,7$  ( $C_{sa} = 450$  a  $1100 \text{ Kg DBO}_5/\text{d}\cdot\text{Ha}$ ) y  $2,6$  ( $C_{sa} = 50 \text{ Kg DBO}_5/\text{d}\cdot\text{Ha}$ ).

Respecto a los fosfatos solubles se han encontrado eficiencias del  $67\%$  y para el nitrógeno  $46\%$  en promedio, correspondiente a lagunas anaeróbicas - facultativas en serie.

Aplicando el modelo de flujo disperso, una laguna facultativa primaria debe tener un efluente con una concentración de DBO total, normalmente entre  $50$  y  $80 \text{ mg DBO}_T/\text{L}$ .

Para lagunas primarias calculadas con la correlación de MARA:

$C_{sm\acute{a}x} = 20 * T_{ai} - 60$  = carga superficial máxima para climas cálidos a templados (en Kg DBO<sub>5</sub>/d\*Ha)

$C_{sm\acute{a}x} = 20 * T_{ai} - 120$  = idem para climas templados a frescos (en Kg DBO<sub>5</sub>/d\*Ha)

Siendo  $T_{ai}$  = temperatura del aire en el mes más frío del año (en °C)

Las concentraciones máximas de DBO<sub>5</sub> que deben encontrarse en el efluente de lagunas facultativas son:  
Para DBO<sub>5</sub> soluble,  $Se = 20$  mg/L = concentración orgánica del efluente

Para DBO<sub>5</sub> total,  $Se = 30$  a  $100$  mg/L = concentración orgánica del efluente

#### - Factores que Afectan el Funcionamiento de las Lagunas Facultativas

Se tienen los fenómenos meteorológicos y variables locales, como son las características del líquido a tratar y la infiltración.

**Vientos:** al igual que en las lagunas anaeróbicas, pueden producir erosiones en los taludes internos. Se previene efectuando el mismo procedimiento de protección que en esas lagunas. Los vientos son favorables para introducir oxígeno en la masa líquida, especialmente cuando el oxígeno disuelto en la misma es inferior a la concentración de saturación. Producen también una acción importante de homogeneización lo que permite un mayor contacto entre el desecho que ingresa y los microorganismos que producen la estabilización. Además del efecto favorable de trasladar a las algas verdes como la Chlorella (que carecen de movimiento propio), también son importantes para evitar la estratificación termal negativa.

Como se indicó en las anaeróbicas, conviene diseñar el sentido del flujo entre la entrada y la salida de las lagunas en dirección contraria a los vientos predominantes.

**Temperatura:** es un parámetro básico que no puede controlarse. Se relaciona con la radiación solar y afecta tanto la velocidad de la fotosíntesis como la del metabolismo de las bacterias.

La actividad biológica disminuye a medida que baja la temperatura (se estima que una reducción de 10°C baja a la mitad el trabajo de los microorganismos). En cambio, a temperaturas bajas aumenta la concentración de oxígeno disuelto, lo que compensa en parte esa disminución de la actividad biológica.



Anteriormente se especificó que en el lodo bentel (de fondo), la actividad bacteriana se reduce significativamente debajo de 17°C. En cambio, por encima de 30°C la fermentación anaeróbica se incrementa produciendo gases que pueden arrastrar lodo a la superficie para profundidades menores a 2,00 m.

La temperatura influye directamente en el predominio de una especie de alga sobre otra y en consecuencia en el oxígeno fotosintético producido. La producción de oxígeno se desarrolla entre 4 y 40°C y la óptima entre 20 y 35°C. En las cercanías de los 35°C las Chlorophytas (algas verdes) tienden a disminuir o desaparecer. A partir de esa temperatura predominan las algas azules (cyanophitas), que se desarrollan en la superficie líquida obstaculizando la radiación solar.

Un brusco aumento de la temperatura provocará un rápido incremento de la actividad bacteriana y en consecuencia mayor demanda de oxígeno que a veces no puede ser suplido por las algas, como consecuencia aparecerán zonas anaeróbicas. Al contrario, una disminución repentina de la temperatura, reducirá la actividad algal, con sedimentación parcial de las mismas, disminuyendo por lo tanto la eficiencia.

En los meses fríos hay aumento de la concentración de amoníaco y fósforo en el efluente.

**Precipitación pluvial:** No es significativa su influencia.

**Evaporación:** En algunos casos debe ser considerada su influencia en el balance hidráulico tal cual ocurre en las lagunas anaeróbicas. Una disminución del tirante líquido provoca desarrollo de vegetales (efecto negativo).

**Radiación solar:** el porcentaje de luz solar disponible anual varía con la latitud, altitud y frecuencia de días con nubes. Solo entre el 2 y 7% de la radiación solar visible es aprovechada por las algas que no requieren para fotosíntesis una exposición continua a esa energía.

La velocidad de fotosíntesis depende basicamente de la temperatura del líquido y de la radiación solar.

Para bajas intensidades de luz (tiempo nublado), se tiene baja velocidad de fotosíntesis, la que se incrementa hasta un valor máximo de la radiación solar (cielo límpido sin nubes). A partir de este valor la velocidad de fotosíntesis se estabiliza.

En consecuencia para bajas intensidades, la luz es el factor limitante; en cambio para valores mayores (varias horas diarias de sol) la temperatura es el factor condicionante de la acción fotosintética.

Generalmente en los primeros 0,60 m de profundidad de la laguna se tienen buenas condiciones de crecimiento de las algas y de dispersión del oxígeno. El viento favorece el suministro de oxígeno a las capas inferiores, para satisfacer la demanda que en ellas se produce.

**Carga orgánica aplicada:** Para cargas orgánicas relativamente bajas (como generalmente ocurre en el inicio del funcionamiento) la laguna presenta excelentes rendimientos en remoción de la DBO y coliformes fecales, altos valores del pH (9 a 11) y una población diversificada de seres vivos (protozoarios y Daphnias) que se alimentan de algas y bacterias.

En cambio, en una laguna excesivamente cargada hay gran desarrollo bacteriano con un incremento de la demanda de oxígeno, lo que provoca algas muertas y reducción de oxígeno disuelto (en consecuencia anaerobiosis), producción de olores y reducción de la eficiencia total del sistema.

Por razones económicas se debe proyectar una laguna con un valor cercano pero menor que la carga orgánica superficial  $C_{Sm\acute{a}x}$  (en Kg DBO/d\*Ha), límite para pasar de una laguna facultativa a una anaeróbica.

**Tirante líquido de las lagunas facultativas:** para las primarias puede variar entre 1,50 y 2,20 m (a fin de poder contener el barro depositado; para las secundarias oscila entre 1,00 y 1,50 m y en las de maduración el tirante líquido puede ser cercano a 1,00 m a fin de tener mayor incidencia de la luz solar para la destrucción de organismos patógenos.

**pH:** se requiere un ambiente levemente alcalino (pH: 7 a 7,2) para un correcto funcionamiento de las lagunas facultativas. Si el efluente es de color verde acentuado, el pH estaría en la faja alcalina. Si en cambio, la tonalidad es verde amarillento se tiende a una acidificación.

El pH varía en distintos puntos y en diferentes horas del día, con valores superficiales más altos, debido al gran consumo de dióxido de carbono por las algas. En las horas nocturnas el pH baja sensiblemente al dejar las algas de consumir  $CO_2$ , producido constantemente por las bacterias.

Valores de pH superiores a 8 producen la precipitación beneficiosa de compuestos, como el fosfato de calcio, pero el amoníaco que se forma es tóxico para las Daphnias y peces. El beneficio para valores superiores a 9 es la mortandad de bacterias entéricas como es la E.Coli, pero es no tolerable para las bacterias estabilizadoras del proceso. Finalmente, para valores del pH mayores a 8 se produce inhibición de la fotosíntesis y del desarrollo de algunas algas verdes (Scenedesmus).

**Oxígeno disuelto OD:** el oxígeno atmosférico solamente es importante para lagunas de superficie mayor a 10 Ha con permanencia hidráulica superiores a 20 días. Es importante la acción del viento que provoca una uniformidad de oxígeno disuelto en la masa líquida, llegando en algunos casos a valores superiores en la capa profunda que en la superficial.

Hay una gran variación del OD en las horas del día y en distintos puntos, siendo entre 35 mg/L (sobresaturación en la superficie) hasta 0,5 mg/L en las horas nocturnas.

Un fenómeno negativo, en relación al OD es la estratificación térmica especialmente en verano. En la parte ubicada debajo del termoclina (línea imaginaria que divide las zonas aeróbicas y anaeróbicas), el OD cae abruptamente hasta llegar al valor cero en la oxipausa (línea imaginaria en donde  $OD = 0$ ). De allí la conveniencia de romper el termoclina mediante la acción de mezclado del viento. Hay especies de algas (Euglena) que por tener movilidad propia efectúan la fotosíntesis debajo del termoclina.

La floración de algas azules generalmente se produce con valor del pH menor a 6,5 y oxígeno disuelto inferior a 1 mg/L. Al morir causan olores desagradables.

**Elementos tóxicos:** provocan el mismo efecto que en las lagunas anaeróbicas. Las lagunas de estabilización pueden soportar cargas altas de sustancias tóxicas, si no son agregadas bruscamente, pues se tiene un período de aclimatación de los microorganismos de la laguna.

En Israel, se observó que concentraciones de 6 mg/L de cadmio (Cd), cromo (Cr), cobre (Cu), Níquel (Ni) y Zinc (Zn) en el desecho, no afectaron el funcionamiento normal de las lagunas facultativas. Para una concentración total de 60 mg/L de esos metales pesados (12 mg/L cada uno) la eficiencia del proceso se resintió.

**Nutrientes:** las bacterias y las algas requieren nutrientes para su crecimiento y multiplicación. En el desecho doméstico hay elementos, como el fósforo, nitrógeno y carbono, suficientes para esas funciones. Para las bacterias aeróbicas se debe tener una relación aproximada de DBO/nitrógeno/fósforo de 100: 5: 1. Para las algas esa relación es de 106: 15: 1.

El carbono, fundamental para las algas, se obtiene de la alcalinidad y gas carbónico del desecho cloacal (puede ser suministrado por la atmósfera cuando hay déficit en ese líquido).

El nitrógeno para el crecimiento algal es el orgánico, que en primera instancia es liberado como amoníaco y luego transformado en nitrato por acción bacteriana. Las

algas azules pueden fijar el nitrógeno molecular ( $N_2$ ) del aire.

Según ARCEIVALA, por gramo de alga se tiene una producción de 2,04 g de oxígeno cuando se utiliza el nitrato y de 1,58 g de oxígeno cuando el elemento utilizado es el amoníaco.

Las algas asimilan en gran parte al fósforo, como ortosfosfato.

#### 11.10.11.- Criterios de Diseño de Lagunas Facultativas Fotosintéticas

##### - Introducción

Se ha publicado en la literatura técnica bastante información sobre investigaciones de laboratorio y en el campo, poniendo énfasis en la evaluación de lagunas de estabilización para compuestos orgánicos carbonáceos, nutrientes y organismos indicadores.

Dada la complejidad del problema hasta el presente no se ha desarrollado un método satisfactorio que englobe todos los procesos que se producen en una laguna de estabilización. En la práctica se recurre a métodos empíricos, procurando aprovechar la experiencia obtenida en lagunas existentes, pero el inconveniente mayor es adoptar las condiciones locales con las características y circunstancias generalmente diferentes de esas experiencias.

Por ese motivo se aconseja proyectar una primera etapa de carácter experimental para un período de 5 años y planear las siguientes que se adecuarán con los parámetros básicos obtenidos en la evaluación de esa primera etapa. Con ese criterio se optimizarán las inversiones futuras, evitando capacidad ociosa del sistema.

La eficiencia en reducción de la DBO soluble en lagunas facultativas convencionales, normalmente no supera el 80%, salvo que se proyecten lagunas en serie, pero aún así no es importante la reducción remanente de la carga orgánica.

En las lagunas primarias se tendrá remoción de los sólidos sedimentables, la mayor parte de la carga de DBO y microorganismos como son los coliformes fecales y parásitos.

En las restantes lagunas se completa la reducción permanente de esos microorganismos y en menor escala la carga orgánica remanente de cada laguna de la serie. Por ese motivo se calculan las lagunas de la serie teniendo en cuenta el aspecto microbiológico, verificando la eficiencia en reducción orgánica de la laguna facultativa primaria y a veces de la secundaria.

Entre los más conocidos modelos cinéticos están los desarrollados por OSWALD, HERMANN y GLOYNA, MARAIS, FRITZ (único modelo de equilibrio discontinuo) y las investigaciones del CEPIS. Para aplicar estos modelos hay que considerar que son válidos si las condiciones de diseño son semejantes a la del modelo.

- Modelo de HERMANN y GLOYNA

La relación de ARRHENIUS que rige la influencia de la temperatura sobre la velocidad de las reacciones químicas, fue aplicada por dichos investigadores para lagunas facultativas por seguir la misma cinética, las reacciones que en ellas se producen.

Dicha relación puede expresarse:

$$t_T / t_0 = \theta^{(T_0 - T)}$$

Donde:

$t_T$  = tiempo de reacción requerido a la temperatura T del líquido

$t_0$  = tiempo de reacción original evaluado a la temperatura  $T_0$  del líquido

$\theta$  = constante de dependencia de la temperatura

La investigación efectuada a escala de laboratorio con cuatro lagunas determinaron:

$t_0$  = 3,5 días = período de detención para efectuar una reducción de DBO del 85 al 95 % a una temperatura  $T_0$  = 35°C.

$\theta$  = 1,072 = coeficiente de la temperatura

En consecuencia:

$t_T = 3,5 * (1,072)^{(35 - T)}$  = tiempo de reacción (en d) para:

T = temperatura media del líquido en el mes más frío del año

En investigaciones posteriores tomaron en cuenta que el lodo depositado en el fondo desprende gases, principalmente metano, que ejercen una DBO en las capas superiores de las lagunas y además otros factores que modifican el comportamiento y la eficiencia en comparación con las lagunas experimentadas en laboratorio. En consecuencia establecieron que  $t_T = 7,0$  días y  $\theta = 1,085$ .

O sea:  $t_T = 7,0 * (1,085)^{(35 - T)}$

Por lo tanto:

$$V = Q_a * t_T = 7,0 * Q_a * 1,085^{(35-T)}$$

= volumen de la laguna en m<sup>3</sup> para:

$$Q_a = \text{caudal afluente (en m}^3/\text{d)}$$

Considerando que las aguas residuales tienen una concentración de DBO diferente a 200 mg/L, valor promedio del líquido experimentado, (típico en EE.UU.), introdujeron un factor de corrección  $S_a/200$ , obteniendo la expresión para el cálculo del volumen de la laguna facultativa:

$$V = 7,0 (S_a / 200) * 1,085^{(35-T)} =$$
$$= 0,035 Q_a * S_a * 1,085^{(35-T)}$$

Además, se tiene que:

$$C_{sa} = 0,001 Q_a * S_a / A, \text{ en donde:}$$

$$C_{sa} = \text{carga superficial orgánica, (en Kg DBO/d * H}_a)$$

$$S_a = \text{concentración orgánica del líquido afluente}$$

(en g DBO/m<sup>3</sup>)

$$0,001 = \text{factor de conversión de gramos a kilos}$$

$$A = \text{superficie líquida de la laguna (en Ha)}$$

O sea:

$$S_a = 1.000 * C_{ss} * A/Q_a$$

Reemplazando en la expresión del volumen V el valor de  $S_a$ , se tiene:

$$V = 35 C_{sa} * A * 1,085^{(35-T)}$$

$$\text{Además como } V = 10.000 H * A \text{ (H en m y A en H}_a)$$

$$10.000 H * A = 35 C_{sa} * A * 1085^{(35-T)}$$

O sea:

$$C_{sa} = 285,71 H * 1,085^{(T-35)} = \text{carga superficial orgánica}$$

(en Kg DBO/d\*H<sub>a</sub>), para:

$$H = \text{tirante líquido útil de la laguna (en m)}$$

GLOYNA recomienda el uso de la DBO última para desechos crudos o concentrados y la DBO<sub>5</sub> para desechos sedimentados o débiles.

Para aplicar el modelo hay que tener en cuenta que fue desarrollado para las siguientes suposiciones:

- Remoción de la DBO soluble alrededor del 90%.
- Tipo de modelo de equilibrio continuo.
- Régimen hidráulico de mezcla completa. En los experimentos se evitó la sedimentación de la materia orgánica induciendo corrientes de aire.
- Tiene dependencia de la temperatura y el diseño se efectúa con la temperatura media del mes más frío del año.
- No tiene en cuenta la radiación solar.
- El modelo considera únicamente la fase líquida de la laguna.
- En el balance de caudales no incorpora la evaporación, infiltración y precipitaciones pluviales.

En el diseño de lagunas facultativas aplicando el modelo de GLOYNA, es conveniente establecer lo siguiente:

- Las expresiones deducidas para calcular el volumen  $V$  y la carga superficial  $C_{sa}$  corresponden únicamente al dimensionamiento de las lagunas primarias. Cuando las lagunas deben cumplir la doble función de reducir las cargas orgánicas y los organismos patógenos hay que diseñar una serie de unidades.
- El modelo establece una eficiencia promedio del 90% en remoción de la DBO soluble. De acuerdo a las experiencias del comportamiento se concluye que no es posible alcanzar esa eficiencia. En consecuencia, tiene el inconveniente de no evaluar la variación de la eficiencia en función de las diferentes cargas orgánicas.
- Proyectando lagunas con  $H = 1,50$  m para  $T = 25^{\circ}$  C del líquido, se tiene una carga superficial  $C_{sa} = 189,5$  KgDBO/d\*Ha, muy baja para climas templados a cálidos (región norte del país). O sea, que no es aplicable en climas calientes.
- GLOYNA, establece que la relación  $S_a/200$  es válida solamente cuando el valor de  $S_a$  es cercano a 200 mg/L, o sea que no sería aplicable para  $S_a$  mayor a 300 mg/L.

En un análisis de regresión de los datos obtenidos en las lagunas primarias de PALMIRA - Colombia (CUBILLOS, Venezuela, 1986) se establecieron las siguientes ecuaciones, con coeficiente de correlación 0,99513, para lagunas primarias:

$$V = 0,014 S_a * Q_a * 1,085(35 - T)$$

$$C_{sa} = 714,286 H * 1,085(T - 35)$$

## - Modelo de MARAIS Y SHAW

En 1961, ambos investigadores propusieron un modelo cinético en donde cada laguna de un sistema en serie es considerada individualmente y representa un reactor de mezcla completa con flujo continuo, en el cual la DBO se ejerce según una reacción de primer orden.

El modelo de MARAIS y SHAW es teóricamente semejante al de HERMANN y GLOYNA, pero con mayor flexibilidad en términos de evaluación de la eficiencia respecto a los diferentes niveles de las cargas orgánicas.

Está basado en el balance de masa en términos de DBO, expresado inicialmente con la ecuación:

$$V \frac{dS_a}{dt} = Q_a * S_a - Q * S - K * S * V$$

Resolviendo para S, haciendo  $V/Q_a = t$  y considerando que  $dS_a/dt = 0$  en condiciones de equilibrio continuo, se tiene la ecuación.

$$S = S_a / (1 + K_T * t)$$

Donde:

$S_a$  = concentración orgánica total del afluente, medida como DBO (en mg/L)

$S = S_e$  = concentración orgánica soluble del efluente, medida como DBO (en mg/L) = idem del líquido en la laguna por considerar mezcla completa

$K = K_T$  = constante de degradación de primer orden de la DBO a una temperatura  $T^\circ\text{C}$  de la laguna (en  $\text{l/día} = \text{d}^{-1}$ )

$t = V/Q_a$  = período de retención hidráulica (en día)

$V$  = volumen líquido de la laguna (en  $\text{m}^3$ )

$Q_a$  = caudal afluente (en  $\text{m}^3/\text{d}$ ) =  $Q = Q_e$  = caudal efluente (en  $\text{m}^3/\text{s}$ ), por no considerar el modelo infiltración y evaporación

Al igual que HERMAN y GLOYNA, que utilizaron la relación de ARRHENIUS, MARAIS estableció que la degradación de la materia orgánica o de remoción de DBO es función de la temperatura, según la ecuación:

$$K_T = K_0 * e^{(T - T_0)}$$



MARAIS efectuó un análisis de resultados obtenidos en laboratorio por SUWANNAKARN en una serie de lagunas operadas a 35, 24, 20 y 9°C, determinando los siguientes valores:

$\theta = 1,085$  = coeficiente de dependencia de la temperatura.

$K_0 = K_{35} = 1,2 \text{ d}^{-1}$  = constante de degradación de DBO a  $T_0 = 35^\circ\text{C}$  (temperatura del líquido)

Hay diferencias entre las velocidades de degradación del líquido y sólidos y sus dependencias de temperatura. Esa situación no ocurre con valores de la DBO que correspondan a la etapa última. Por esa circunstancia MARAIS recomienda el uso de la DBO última. Cuando el coeficiente de desoxigenación del líquido crudo,  $k$  es alto, entre 0,25 y 0,30  $\text{d}^{-1}$  (no confundir  $k$  con  $K_T$ ), se tiene que los valores de la  $\text{DBO}_5$  y la DBO última son casi iguales.

Por definición, la eficiencia de la laguna está dada por la expresión:

$E = (S_a - S) / S_a$  = eficiencia de remoción de DBO soluble

Despejando el valor de  $t$  en la fórmula del modelo, se obtiene:

$t = E / [K_T * (1 - E)]$  = período de retención (en día)

Si  $E$  se expresa en porcentaje es:

$t = E / [K_T * (100 - E)] = E / [1,2 * 1,085^{(T-35)} * (100 - E)]$  = período de retención (en día)

También se tiene:

$C_{sa} = 10 K_T * S_a * H [(100 - E) / E] * 1,085^{(T-35)} =$   
 $= 12 S_a * H [(100 - E)] * 1,085^{(T-35)} =$   
 = carga superficial orgánica (en Kg DBO/d \*  $H_a$ )

En el modelo se deben tener en cuenta las siguientes suposiciones efectuadas en su desarrollo:

- Se ha asumido mezcla completa e instantánea en toda la laguna. En consecuencia, la concentración del efluente es igual a la del líquido de la laguna y además no existe sedimentación de sólidos con la consiguiente ausencia de

eliminación de la DBO asociada con los sólidos depositados en el fondo.

- La degradación sigue una reacción de primer orden dependiente de la temperatura en la laguna.
- No se consideran pérdidas por evaporación e infiltración
- Permite únicamente el diseño de lagunas primarias
- No se tiene en cuenta la radiación solar.

La mayor dificultad para el dimensionamiento de lagunas con el modelo de MARAIS (al igual que en el de GLOYNA), está en la evaluación correcta de la constante K.

La temperatura, pH, oxígeno disuelto, bacterias aeróbicas facultativas y anaeróbicas, algas, volumen líquido y radiación solar, pueden afectar la velocidad de reacción K en la laguna.

ZANKER, estableció en 1973, la siguiente relación:

$$K_T = 0,80 * 1,054^{(T-20)} = \text{velocidad de reacción (en } d^{-1})$$

YÁÑEZ, en el CEPIS - Lima, determinó el valor de  $K_{20}$  (se explicará en el modelo correspondiente), para lagunas primarias, secundarias y del conjunto.

MARA D., a su vez, sugirió el siguiente valor de  $K_T$ :

$$K_T = 0,30 * 1,05^{(T-20)} \text{ para } K_{20} = 0,30 d^{-1}$$

En el caso de una serie de lagunas, las concentraciones efluentes respectivas se pueden expresar:

$$S_1 = S_0 / (1 + K_1 * t_1)$$

$$S_2 = S_1 / (1 + K_2 * t_2)$$

$$S_3 = S_2 / (1 + K_2 * t_2)$$

.

.

$$S_n = S_{(n-1)} / (1 + K_n * t)$$

No es correcto aplicar valores efluentes de DBO soluble de una laguna como afluente de la siguiente.

También existe dificultad en asumir valores para las temperaturas y en consecuencia, para las velocidades de

reacción. Por lo tanto, no se aconseja la aplicación del modelo para las lagunas que siguen a la primaria.

Posteriormente, MARAIS modificó el modelo incluyendo la influencia del lodo depositado en el fondo de la laguna, la producción de gas de la fermentación del lodo y su contribución a la DBO en las capas superiores. Para incorporar la influencia de la capa de lodo en la estabilización de la materia orgánica en lagunas facultativas, partió de las siguientes suposiciones:

- La descomposición anaeróbica de la materia orgánica en el lodo también obedece a una reacción de primer orden.
- Todas las DBO (afluente y efluente) corresponden a la DBO última de la etapa carbonácea
- No hay infiltración y acumulación de lodo
- Una fracción  $f_L$  de la DBO del afluente  $S_a$  se dispersa en la laguna y la fracción restante  $f_S$  sedimenta como lodo
- En la laguna hay mezcla completa
- Una fracción  $\beta$  de la DBO desprendida durante la fermentación anaeróbica vuelve y se incorpora al líquido, mientras que la fracción remanente deja el sistema como gas.

Entonces, se tiene;

$$S_e = (f_L + f_S * \beta) * S_a / (1 + K_T * t) =$$

= concentración efluente en DBO última soluble, para  $S_a$  concentración afluente última

El problema para aplicar el modelo modificado está en determinar los parámetros  $f_L$ ,  $f_S$  y  $\beta$ . Existe escasa información. En datos de sedimentadores primarios los valores aproximados son:  $f_S = 0,4$  a  $0,6$  y  $\beta = 0,40$

También:

$$K_S = 0,002 * 1,35^{(T-20)} = \text{constante de reacción en el lodo para } T(^{\circ}\text{C})$$

$$K_L = 1,20 * 1,085^{(T-35)} = \text{constante de reacción en el líquido para } T(^{\circ}\text{C})$$

- Modelo del CEPIS basado en Investigaciones en Lima - Perú

Los resultados de las investigaciones efectuadas por el CEPIS durante 21 semanas en ocho lagunas, cuatro primarias y cuatro secundarias, ubicadas en San Juan - Lima -

Perú, son de aplicación práctica en el diseño de lagunas de estabilización considerando la eficiencia en reducción orgánica.

El modelo matemático fue desarrollado bajo las siguientes suposiciones:

- Se asume mezcla completa en base a los datos de perfil de temperaturas y vientos.
- En el balance líquido se incluye la infiltración y se desprecian la precipitación pluvial y la evaporación.
- El modelo es desarrollado en condiciones de equilibrio con un coeficiente de degradación lineal.
- Considera únicamente la fase líquida.
- No incluye la radiación solar.

Efectuando un balance de sustrato (DBO) alrededor de la laguna y considerando equilibrio continuo ( $ds/dt = 0$ ) e infiltración  $Q_i$ , ( $Q_a = Q + Q_i$ ), se determina la siguiente correlación:

$$\frac{C_{sr}}{C_{sa}} = K * t / (1 + K * t) =$$

= eficiencia en reducción orgánica

Donde:

$C_{sr}$  = carga superficial orgánica removida (en DBO remov/d\*Ha)

$C_{sa}$  = carga superficial orgánica aplicada (en DBO / d \* Ha)

$t$  =  $V / Q$  = tiempo de retención hidráulica (en día)

$V$  = volumen líquido de la laguna (en  $m^3$ )

$Q_e$  = caudal efluente de la laguna (en  $m^3$ )

$Q_a$  = caudal efluente a la laguna (en  $m^3$ )

$Q_i$  = caudal de infiltración (en  $m^3$ )

$K$  =  $K_1 * X$  = velocidad global de reacción (en  $d^{-1}$ )

$K_1$  = velocidad de reacción lineal unitaria (en  $L/(mgX * día)$ )

$X$  = biomasa activa de sólidos suspendidos volátiles o bacterias (en  $mg$  SSV/L)

En los modelos en equilibrio continuo para el diseño de lagunas de estabilización, el problema principal es adoptar un valor adecuado para la constante de reacción  $K$ . En la bibliografía técnica se han encontrado valores que oscilan

entre 0,1 y 2,0, con tendencia hacia el límite mayor para menores permanencias hidráulicas t.

En las investigaciones del CEPIS, en un análisis de regresión para valores de K y t, corrigiendo los caudales efluentes por la infiltración en lagunas primarias y secundarias, Yañez encontró la siguiente ecuación basada en 80 datos para una temperatura del líquido T = 20°C:

$$K_{20} = t / (-14,77 + 4,64 t) \quad (\text{para una serie de laguna primaria y secundaria})$$

La correlación deducida de la investigación de las lagunas primarias, de las lagunas secundarias y de ambas, para una temperatura T = 20°C, es:

$$K_{20} = t / (A + B * t) = \text{constante de reacción a } 20^{\circ}\text{C (en d}^{-1}\text{)}$$

En dicha investigación se obtuvieron los siguientes datos estadísticos del estudio de regresión:

Descripción	Tipo de laguna		
	Primaria	Secundaria	Ambas
Coefficiente A	- 5,277	- 31,488	- 26,210
Coefficiente B	2,318	7,787	6,847
Coefficiente correlación	0,837	0,858	0,841
N° de Datos	80	80	160

Para distintas temperaturas T°C se adoptó la siguiente ecuación deducida de la relación de ARRHENIUS:

$$K_t = K_{20} * \theta^{(T - T_0)} = K_{20} * 1,07^{(T - T_0)} =$$

= constante de reacción para T°C del líquido

De los datos obtenidos, los de mayor utilidad práctica para el diseño son las correlaciones de carga de DBO removida en función de la aplicada, calculadas considerando pérdidas por infiltración. Además, se concluyó que el efecto de la evaporación es insignificante en el cálculo de la constante K.

En el procesamiento de datos se han calculado las cargas orgánicas aplicadas en base a la DBO total y las cargas del efluente en base a DBO soluble.

La importancia de la investigación es que por primera vez se determinaron correlaciones para lagunas secundarias.

Las correlaciones deducidas son de la forma:

$$C_{sr} = \alpha + \beta * C_{sa}$$

Donde:

$C_{sr}$  = carga superficial orgánica reducida (en DBO soluble/d \* Ha)

$C_{sa}$  = carga superficial orgánica aplicada (en DBO soluble/d \* Ha)

El siguiente cuadro desarrollan los valores de  $\alpha$  y  $\beta$  deducidos de las investigaciones:

Cuadro 11.10.3

Descripción	Tipo de laguna		
	Primaria	Secundaria	Aambas
Coeficiente $\alpha$	7,67	- 0,80	- 7,81
Coeficiente $\beta$	0,8063	0,765	0,8193
Desviación Estándar	18,27	6,38	13,90
Coeficiente de correlación	0,9962	0,9861	0,9982
N° de Datos	71	63	139

Como las cargas orgánicas  $C_{sa}$  y  $S_a$  corresponden a la DBO total (no filtrada) y las  $C_{sr}$  y  $S = S_e$  a la soluble (filtrada), se requiere conocer la relación = DBO total / DBO soluble. Dicho valor es función de las cargas orgánicas  $C_{sa}$  y de las temperaturas (mayores valores para altas temperaturas). La escasa información al respecto indicaba valores con poca consistencia llegando hasta  $\varphi = 9,0$  para climas tropicales.

Los valores de  $\varphi$  encontrados en las lagunas primarias y secundarias de San Juan - Lima, son los siguientes:

Cuadro 11.10.4

Tipo de Laguna	$C_{sa}$ kg.DBO/d.Ha	DBOtotal/DBOsol $\phi$	Observaciones
Primaria	450 - 1100	1,7	Valor experimental
Secundaria	200	2,0	Interpolado de otros datos.
Secundaria	150	2,1	Interpolado de otros datos.
Secundaria	100	2,3	Interpolado de otros datos.
Secundaria	50	2,6	Interpolado de otros datos.

Otro parámetro básico determinado fue el de la carga superficial máxima aplicable,  $C_{sm\acute{a}x}$ , para asegurar el proceso aeróbico en las lagunas de estabilización.

En 40 observaciones se encontró la siguiente correlación para un coeficiente de correlación, 09729:

$$y = x / (57,188 + 0,84 x)$$

Donde:

$y$  = relación entre el amoníaco del efluente y el del afluente, ( $NH_3$  efluente /  $NH_3$  afluente)

$x$  = carga orgánica aplicada (Kg DBO / d \* Ha)

Para  $y = 1$ , que corresponde al límite de carga entre lagunas facultativas y anaeróbicas, es:

$$x = 357,4 \text{ Kg DBO/d*Ha} = C_{sa(o)}$$

Haciendo uso de la relación de ARRHENIUS:

$$t_o / t = C_{sa} / C_{sa(o)} = \theta^{(T - T_o)}$$

En consecuencia para  $\theta = 1,085$  y  $T_o = 20^\circ C$ , se tiene:

$C_{sm\acute{a}x} = 357,4 * 1,085(T-20) =$  carga superficial orgánica límite (en Kg DBO total / d \* Ha)

- Secuencia del Cálculo Aplicando el Modelo del CEPIS

a) Datos de Diseño

- Caudal afluente  $Q_a$  (en  $m^3/d$ )
- Carga orgánica afluente  $La$  (en Kg DBO total/d)
- Temperatura media del aire en el mes más frío del año (en °C).
- Temperatura media líquida en el mes más frío del año (en °C) (en caso de disponer del dato)
- Concentración orgánica esperada (en Kg DBO soluble/ $m^3$  ó mg/L)

b) Laguna Primaria (facultativa)

- Se usa la relación:  $C_{sm\acute{a}x} = 357,4 * 1,085(T-20)$

El valor de  $T$  = temperatura media de líquido en el mes más frío del año, de no disponerse, se asume considerando que la temperatura del agua es unos grados (2 ó 3) mayor que la del aire.

- Se adopta un valor de  $C_{sa}$  (en KgDBOtotal/d \* Ha), menor pero cercano a  $C_{sm\acute{a}x}$ .
- Se determina el área líquida  $A_1 = La / C_{sa}$  (en Ha).
- Se asume  $H_1$  = tirante líquido de la laguna, valor que puede variar entre 1,50 y 2,00 m (no incluye altura para el depósito de lodos).
- Entonces  $V_1 = 10.000 A_1 * H_1$  = volumen líquido de la laguna (en  $m^3$ ).
- $t_1 = V_1 / Q_z$  = tiempo de permanencia hidráulica (en día).
- Se calcula la temperatura  $T_1$  del líquido. Para estanques pequeños ( $A$ , menor a 1 Ha), se utiliza el método de balance calórico de ECKENFELDER. Para estanques de superficie mayor que 1 Ha, puede recurrirse a correlaciones de temperatura. De ser  $T_1$  distinta a la temperatura asumida, se determina una nueva carga  $C_{sa}$  (que debe ser siempre menor a  $C_{sm\acute{a}x}$ ).
- Con  $t_1$  se calcula  $K_{20} = t_1 / (A + Bt_1)$  = constante de reacción para  $T = 20^\circ C$  (en  $d^{-1}$ ), en base a los coeficientes  $A$  y  $B$  indicados en el cuadro 11.10.3.
- Con  $T_1$  y  $K_{20}$ , es:  $K_t = K_{20} * 1,07(T_1-20)$



Entonces:

$$C_{sr} / C_{sa} = E_1 = K_T * t_1 / (1 + K_T * t_1) = \text{eficiencia en reducci3n de la DBO (valor adimensional)}.$$

De all3:

$$S_{e1} = S_{a1} (1 - C_{sr} / C_{sa1}) = S_{a1} (1 - E_1) = \text{concentraci3n de DBO soluble del efluente (en Kg DBO soluble/m}^3\text{)}.$$

Se adopta  $\varphi_1 = \text{DBO total/DBO soluble de la laguna primaria para } C_{sa1}$ , siendo  $\varphi_1$  indicado en el cuadro 11.10.4

$$- L_{a2} = Q_a * S_{e1} * \varphi_1 = \text{carga org3nica afluente a laguna secundaria (en Kg DBO total d * Ha)}.$$

### c) Laguna Secundaria

Con E = eficiencia total requerida del sistema de ambas lagunas se calcula:

$$S_{e2} = S_{a1} * E = \text{concentraci3n org3nica efluente de la laguna secundaria (en Kg DBO soluble/m}^3\text{ 3 mg/L)}.$$

Se sigue un procedimiento de tanteo asumiendo:

$$t_2 = \text{tiempo de retenci3n hidr3ulica (en d3a)}$$

$$H_2 = \text{tirante l3quido (en m)}$$

Con  $t_2$  y  $H_2$  se calcula:

$$A_2 = Q_a * t_2 / H_2 = \text{3rea l3quida de la laguna secundaria (en m}^2\text{)}.$$

Entonces

$$C_{sa2} = L_{a2} * 10.000 / A_2 = \text{carga superficial org3nica a la laguna secundaria (en DBO total / d * Ha)}$$

Se asume o se calcula la temperatura  $T_2$  (en 3C) de la laguna secundaria.

Se calcula  $K_{20} = t_2 / (A + B t_a)$  con  $t_2$  y par3metros A y B de lagunas secundarias para  $T_0 = 20^3\text{C}$ , indicados en el cuadro 11.10.3

Entonces:

$$K_T = K_{20} * 1,07^{(T_2 - 20)} = \text{coeficiente de reacci3n de la laguna secundaria para } T^3\text{C de la laguna (en d}^{-1}\text{)}.$$

Se aplica:

$$E_2 = C_{sr} / C_{sa2} = K_T * t_2 / (\alpha + \beta * K_r * t_2) = \text{eficiencia en reducci3n org3nica de la laguna secundaria}.$$

En consecuencia:

$S_{e2} = S_e = E_2 * S_{a2}$  = concentración orgánica efluente de la laguna secundaria o del sistema (en Kg DBO soluble/m<sup>3</sup> ó en mg/L).

Si el valor encontrado difiere de la concentración esperada, se ajusta el valor de  $t_2$  hasta que por cálculos reiterativos coincidan las concentraciones finales (esperada y calculada).

$S_E = \varphi_2 * S_e$  = concentración orgánica en DBO total del sistema para la relación  $\varphi_2$  estimada para  $C_{sa2}$ . Yañez sugiere que un procedimiento simplificado en el caso de tenerse temperaturas de líquido  $T = 20^\circ\text{C}$ , es la de utilizar las correlaciones de carga reducida versus carga aplicada, especificadas anteriormente. Los valores de  $\varphi_2$  están indicados en el cuadro 11.10.6

### Correlaciones o Modelos Estadísticos

#### a.- Para Determinar Eficiencias en Reducción Orgánica

##### - MC GARRY y PESCOD

$C_{Sr} = 10,35 + 0,725 * C_{Sa}$  = carga superficial removida (en KgDBO soluble/d.Ha), siendo:  $C_{Sa}$  = carga superficial aplicada (en Kg DBO total /d.Ha)

Esta correlación resultó del análisis de lagunas facultativas primarias de 143 condiciones diferentes, operando con eficiencia entre 70 y 90%. Corresponden a lagunas de zonas calientes y templadas, con cargas orgánicas entre 50 y 500 Kg DBO<sub>5</sub>/d\*Ha aplicada, con coeficiente de correlación 0,995 y error estándar  $\pm 32,8$  Kg DBO<sub>5</sub>/d\*Ha

##### - YAÑEZ - CEPIS (Lima-Perú)

En el modelo del CEPIS desarrollado anteriormente se establecieron las siguientes correlaciones para una temperatura del líquido  $T = 20^\circ\text{C}$ .

$C_{Sr} = 7,67 + 0,8063 * C_{Sa}$  para lagunas primarias, con  $C_{Sa}$  entre 156 y 940 Kg DBO total/d \*  $H_a$

$C_{Sr} = -0,80 + 0,765 * C_{Sa}$  para lagunas secundarias

$C_{Sr} = 7,67 + 0,8193$  para ambas lagunas

Donde:

$C_{Sr}$  = carga superficial orgánica removida (en KgDBO soluble/d \*  $H_a$ )

$C_{Sa}$  = carga superficial orgánica aplicada (en KgDBO total/d \*  $H_a$ )

- MARRA Y SILVA

$$C_{Sr} = 2 + 0,79 * C_{Sa} = \text{carga superficial removida (en Kg DBO}_5/\text{d.Ha)}, \text{ siendo: } C_{Sa} = \text{carga superficial orgánica aplicada (en Kg DBO}_5/\text{d.Ha)}$$

La correlación fue deducida de experiencias en lagunas pilotos ubicadas en el NE del Brasil, con eficiencias del 80% y con cargas superficiales que variaron entre 100 y 400 Kg DBO<sub>5</sub>/d.Ha.

- CETESB

$$C_{Sr} = 22,43 + 0,8332 * C_{Sa} = \text{carga superficial orgánica reducida (en Kg DBO}_5/\text{d*Ha)} \text{ para } C_{Sa} \text{ aplicada (en Kg DBO}_5/\text{d*Ha)}$$

Esta correlación fue desarrollada en lagunas primarias de San Pablo, con cargas superficiales orgánicas aplicadas que varían entre 90 y 210 Kg DBO<sub>5</sub>/d.Ha (coeficiente de correlación 0,9974).

Otra correlación deducida en lagunas primarias con temperaturas del agua entre 18 y 27°C (coeficiente de correlación 0,976) es la siguiente:

$$C_{Sr} = 19,4003 + 0,6327 * C_{Sa}$$

- CUBILLOS - MERIDA - VENEZUELA

$$C_{Sr} = 10,35 + 0,725 * C_{Sa} = \text{carga orgánica reducida en lagunas primarias de ICA Y CIAT, con cargas } C_{Sa} \text{ entre 79 y 594 Kg DBO}_5/\text{d*Ha y coeficiente de correlación 0,97662}$$

$$C_{Sr} = 26,54 + 0,586 * C_{Sa}. \text{ Deducida en laguna experimental de la UCV (Universidad Central de Venezuela), con cargas entre 104 y 690 Kg DBO}_5/\text{d*Ha y coeficiente de correlación 0,9663}$$

En las lagunas de ICA y CIAT se determinaron también correlaciones para las lagunas secundarias y terciarias, adoptando  $\phi = \text{DBO}_T/\text{DBO}_{\text{soluble}} = 2$ .

$$C_{Sr} = 3,8179 + 0,8167 * C_{Sa} \text{ para lagunas secundarias, con cargas entre 29 y 24,92 Kg DBO}_T/\text{d*Ha y coeficiente de correlación 0,9881. Esta correlación es semejante a la del CEPIS: } C_{Sr} = 3,6832 + 0,6284 * C_{Sa} \text{ para lagunas terciarias con coeficiente de regresión 0,9783}$$

b.- Correlaciones para Determinar la Carga Orgánica Máxima (Límite) para Lagunas Facultativas

$C_{Sm\acute{a}x} = 357,4 * 1,085^{(T-20)}$  = carga límite deducida por F. YANEZ en el CEPIS para lagunas primarias, siendo T = temperatura media del líquido en el mes más frío

$C_{Sm\acute{a}x} = 400,5 * 1,0993^{(T-20)}$ , correlación de GARRY y PESCOD para T = temperatura media del agua en el mes más frío

$C_{Sm\acute{a}x} = 60,29 * 1,0993^T$ , correlación de GARRY y PESCOD para T = temperatura media del aire en el mes más frío

$C_{Sm\acute{a}x} = 20 * T_{ai} - 60$  = carga orgánica máxima, deducida por MARA para climas cálidos a templados (temperatura ambiental promedio, mayor a 20°C).

$C_{Sm\acute{a}x} = 20 * T_{ai} - 120$  = idem para climas templados a frescos (temperatura ambiental promedio entre 10 y 20°C).

$C_{Sm\acute{a}x} = 14 * T_{ai} - 40$  = carga orgánica máxima, sugerida por LOTHAR HESS para lagunas facultativas secundarias o adoptar una carga límite inferior en 20% de la correspondiente a las lagunas facultativas, primarias.

$T_{ai}$  = temperatura media del aire en el mes más frío del año (en °C)

11.10.12.- Lagunas de Estabilización Aeradas de Mezcla Completa

11.10.12.1.- Generalidades

Las lagunas aeradas de mezcla completa seguidas de separación de sólidos, ofrecen una buena eficiencia de DBO aún con bajas edades del lodo.

En la laguna las bacterias y otros organismos crecen y proliferan en un medio aeróbico. El oxígeno requerido en el proceso de estabilización de la materia orgánica es suministrado por sistemas mecánicos superficiales.

El nivel de energía instalado es suficientemente alto para producir el oxígeno necesario en toda la masa líquida de la laguna y también para impedir la sedimentación de los sólidos en suspensión.

En estas lagunas la concentración de sólidos en suspensión, totales y volátiles, del líquido efluente es la misma que la contenida en la masa líquida de la laguna. En consecuencia la eficiencia de la laguna aerada es baja (50 a

60%) por ser materia orgánica biodegradable los sólidos suspendidos volátiles.

Por ese motivo hay que proyectar un sistema de separación de los sólidos en suspensión del efluente. Generalmente es una laguna con baja permanencia o una laguna de estabilización fotosintética que tiene el inconveniente de contener algas en su efluente (generalmente no conveniente al cuerpo receptor).

Son proyectadas cuando se cuenta con poco terreno para su ubicación y además cuando hay disponibilidad de energía eléctrica. El área necesaria de terreno está en general entre el 10 y 20% de la requerida en lagunas de estabilización fotosintéticas, por ser más profundas con menores tiempos de retención hidráulica.

Si bien los procesos que se producen en las lagunas aeradas aeróbicas y en los barros activados son semejantes, se diferencian en el control de la biomasa en suspensión. En el barro activado la población de microorganismos es controlada reciclando el lodo depositado en los sedimentadores secundarios, lo que no ocurre en las lagunas aeradas (salvo si tienen recirculación), en donde la concentración de sólidos es una función de las características del líquido cloacal y de la retención hidráulica.

Las lagunas aeradas facultativas tienen un grado de turbulencia bajo pero suficiente para mantener una adecuada aeración. En ellas parte de la biomasa se deposita en el fondo de la laguna sufriendo una descomposición anaeróbica, mientras que en la zona superior se tiene un comportamiento aeróbico. En cambio en las lagunas aeradas todo el volumen tiene ese comportamiento.

Cuando el tiempo de detención hidráulica es grande hay desarrollo algáceo en las lagunas aeradas facultativas.

Las principales características de una laguna de mezcla completa son:

- Concentración de sólidos suspendidos totales entre 100 y 400 mg/L.
- Eficiencia en remoción de DBO: 50 a 60% en la laguna aerada y cercana al 90% en el efluente de la laguna de sedimentación.
- Baja remoción en coliformes fecales.
- Nitrificación prácticamente nula.
- Profundidad de las lagunas: entre 2,50 y 5,00 m, preferentemente entre 3,00 y 4,00m.

- Densidad de energía mínima  $p$  mayor a  $3 \text{ w/m}^3$ . Para las aeradas facultativas,  $p$  es igual o superior a  $0,75 \text{ w/m}^3$ . Valores comunes en diseños de las lagunas aeradas están entre  $5$  y  $10 \text{ w/m}^3$  para evitar la sedimentación de sólidos suspendidos y satisfacer la demanda de oxígeno del proceso.
- Permanencias hidráulicas entre  $3$  y  $5$  días.

#### 11.10.12.2.- Modelo Matemático para Lagunas Aeradas

Son semejantes a los modelos cinéticos de los barros activados. Inicialmente las consideraciones teóricas fueron desarrolladas por ECKENFELDER y O'CONNOR, siendo éste el modelo más usado.

El modelo de MARAIS y EKAMA es el más racional y aclara aspectos técnicos del modelo de MC KINNEY, pero requiere determinar parámetros cinéticos de difícil realización.

Los modelos matemáticos desarrollados para lagunas aeradas aeróbicas tienen por objeto determinar el tiempo de retención hidráulica  $t = V/Q$  (que en este caso coincide con el tiempo de retención celular o edad del lodo  $\theta_C$ ) y como consecuencia el volumen líquido  $V$  de la laguna para un caudal dado  $Q$ .

Otro objetivo es determinar la DBO o DQO del efluente ( $S_e = S$ ) y la concentración de sólidos suspendidos volátiles ( $X_v$ ) en la laguna.

La teoría se basa en las siguientes hipótesis principales:

- La estabilización de la materia orgánica es aeróbica.
- La laguna se comporta hidráulicamente como un reactor de mezcla completa y ausencia de lodos en el fondo.
- El efluente considera solamente la DBO o DQO soluble la DBO o DQO correspondiente a los sólidos suspendidos volátiles se trata por separado.
- No se consideran las precipitaciones pluviales, la infiltración y la evaporación, en el balance de masas.
- La laguna es mantenida en equilibrio continuo.
- Es nula la concentración de biomasa activa en el afluente a la laguna (no hay recirculación).
- La velocidad de reacción es ajustada a una cinética lineal (de primer orden), que afecta al sustrato soluble.

### 11.10.12.3.- Calidad del Efluente a Partir de un Balance del Sustrato

El modelo matemático de O'CONNOR y ECKENFELDER basa el cálculo en los niveles del sustrato soluble en el efluente.

Haciendo un balance del sustrato (DBO o DQO), se tiene:

Cambio de masa = masa en el efluente - masa en el efluente - masa asimilada

O sea:

$$V * d_S/d_t = Q_a * S_a - Q_e * S_e - K * X_a * S_e * V, \text{ en donde:}$$

$K_1 = K * X_a$  = velocidad global de asimilación del sustrato a la temperatura  $T^\circ\text{C}$ , (en  $1/\text{día} = \text{d}^{-1}$ )

$K$  = velocidad específica de remoción del sustrato (en  $\text{L}/\text{mg} * \text{día}$ )

$X_a$  = concentración de la biomasa activa en la laguna = concentración de sólidos suspendidos volátiles (en  $\text{mg}/\text{L}$ )

$Q_a$  = caudal afluente =  $Q_e$  = caudal efluente (no considera evaporación ni infiltración) (en  $\text{m}^3/\text{d}$ )

$t = V / Q$  = tiempo de permanencia hidráulica (en día)

$S_a$  = concentración orgánica afluente, en  $\text{DBO}_5$  total (en  $\text{mg}/\text{L}$ )

$S_e$  = concentración orgánica efluente, en  $\text{DBO}_5$  soluble (en  $\text{mg}/\text{L}$ )

Relacionando dichos parámetros se tiene:

$S_e/S_a = 1/(1 + K_1 * t)$  = relación entre la  $\text{DBO}_5$  soluble del efluente y la  $\text{DBO}_5$  total afluente

$E = 100(1 - S_e/S_a) = (100 K_1 * t)/(1 + K_1 * t) =$   
= eficiencia o porcentaje de remoción orgánica (de la DBO)

Entonces:

$t = E/[K_1 (100 - E)]$  = período de retención hidráulica (en día)

$K_1 = K_{20} * \theta^{T-20}$  = velocidad global de asimilación orgánica (en  $\text{d}^{-1}$ ), para  $T^\circ\text{C}$ , siendo  $K_{20}$  = ídem para  $T = 20^\circ\text{C}$

Según SAWYER  $\theta = 1,035$  = coeficiente de dependencia de la temperatura.

Para líquidos domésticos se tienen los siguientes valores de  $K_1$  a 20°C.

MARA	=	$K_1 = 5 \text{ d}^{-1}$	
FLECKSEDER	=	$K_1 = 8,1 \text{ d}^{-1}$	
METCALP y EDDY	=	$K_1 = 2 \text{ a } 10 \text{ d}^{-1}$	y $\theta = 1,06 \text{ a } 1,12$ ( $t = 2 \text{ a } 6 \text{ días}$ )
CENTER R.W.R. (Center Research in Water Resources- 1971)	=	$K_1 = 8 \text{ d}^{-1}$	y $\theta = 1,08$
BALASHA	=	$K_1 = 6,7 \text{ d}^{-1}$	y $\theta = 1,03 \text{ a } 1,04$
YANEZ (Cuenca)	=	$K_1 = 5,785 \text{ d}^{-1}$	y $\theta = 1,035$
TCHOBANDELOUS	=	$K_1 = 2,5 \text{ d}^{-1}$	

La constante  $K_1$  es desarrollada en base a la DBO soluble, de allí que la DBO total del efluente debe corregirse añadiendo la DBO que ejercen los sólidos suspendidos volátiles que escapan en el efluente. O sea:

$S_{et} = S_e + g X_V$  = concentración en DBO total del efluente (mg/L)

$S_e$  = concentración en DBO soluble (filtrada) del efluente (mg/L)

$g$  = DBO producida por unidad de sólidos suspendidos volátiles (en mg DBO/mg  $X_V$ )

Según YANEZ:

$g = 0,3 \text{ mg DBO/mg } X_V$  para lagunas con altas eficiencias

Según ALEM y MUÑOZ (CETESB):

$g = 0,46 \text{ mg DBO/mg } X_V$ :

También:

$g = 0,287 \text{ DBO/mg } X$  (en función de sólidos suspendidos totales de la laguna)

Aplicando la teoría cinética de los barros activados sin recirculación (edad del lodo  $\theta = t$  = tiempo de retención hidráulica), se tiene en el balance del sustrato a través del sistema:



$$Q * S_a = Q * S_e + V * (d_F/d_t)$$

En consecuencia:

$$\frac{Q}{V} = (S_a - S_e) = d_F/d_t =$$

= velocidad de remoción del sustrato por unidad de volumen

$$d_F/d_t = (K * X_V * S_e) / (K_S + S_e)$$

(ecuación similar a la de MICHAELIS-MENTON)

O Sea  $(S_a - S_e) / (X_V * t) = (K * S_e) / (K_S + S_e)$ , en donde:

K = velocidad máxima de utilización del sustrato por unidad de masa de microorganismos (tiempo<sup>-1</sup>)

K<sub>S</sub> = concentración del sustrato en donde la velocidad de utilización es la mitad de K (masa/volumen)

S<sub>a</sub>, S<sub>e</sub>, X<sub>V</sub> y t, son parámetros conocidos

Siendo:

K/K<sub>S</sub> = k = coeficiente de la velocidad específica de remoción del sustrato (en L/mg \* día) y como K<sub>S</sub> es mucho mayor que S<sub>e</sub>, se tiene:

$$(S_a - S_e) / (X_V * t) = k * S_e \quad \therefore \quad S_e / S_a = 1 / (1 + k * X_V * t)$$

Este modelo es basicamente igual al de O'CONNOR y ECKENFELDER, ya que  $k * X_V = K_1$  = velocidad global de asimilación orgánica.

Los valores de K<sub>1</sub> y k pueden determinarse en pruebas de Laboratorio cuando se dispone de líquido cloacal. En caso contrario deben adoptarse valores que difieren según sea el investigador (principalmente por las características del líquido afluente).

Además de los valores anteriores de K<sub>1</sub> (en d<sup>-1</sup>) para líquidos domésticos, se tienen los correspondientes a k (en L/(mg \* día) para T = 20°C.

MC KINNEY:      k = 0,08    L/(mg\*d)    y    θ = 1,05 a 1,10

CENTER R.W.R.:    k = 0,21    L/(mg\*d)    y    θ = 1,08

BALASHA:      k = 0,031    L/(mg\*d)    y    θ = 1,03 a 1,04

ALEM Y MUÑOZ:    k = 0,0593    L/(mg\*d)    y    θ = 1,035

ARCEIVALA:      k = 0,017 a 0,038    L/(mg\*d)    y    θ = 1,035

11.10.12.4.- Nivel de Sólidos Suspendidos Volátiles en la Laguna a partir de un Balance de Sólidos

Cambio de masa = masa en el afluente + masa en el efluente +  
generación por síntesis - destrucción  
endógena

O sea:

$$V * (dX_V/dt) = Q_a * X_{Va} + Q_e * X_V + a (S_a - S_e)Q - (b * X_V)V$$

Se asume:

$$Q_a = Q_e = Q, \quad dX_V/dt = 0 \text{ (equilibrio continuo)}, \quad S_e = S \text{ y } t = V/Q.$$

Entonces:

$$X_V = [X_{Va} + a (S_a - S_e)] / (1 + b * t) =$$

= concentración de la biomasa en la laguna = concentración de los sólidos suspendidos volátiles en el efluente, para:

$$X_{Va} = \text{idem en el líquido afluente (en mg SSV/L)}$$

$$a = Y = \text{constante de producción de sólidos volátiles en la síntesis (mgX}_V \text{ /mg S destruido)}$$

$$b = K_d = \text{constante de autooxidación o respiración endógena (en 1/día = d}^{-1}\text{)}$$

En el modelo cinético se asume que el valor de la concentración  $X_{Va}$  es bajo y se lo desprecia, o sea:

$$X_V = Y * (S_a - S_e) / (1 + K_d * t) = a * (S_a - S_e) / (1 + bt)$$

De allí:

$$\frac{1}{t} = [a (S_a - S_e) / (X_V * t) - b]$$

y en consecuencia:

$$S_e = K_S (1 + b * t) / [t * (a K_S - b) - 1]$$

Finalmente:

$$t = (K_S + S_e) / [a * K * S_e - b (K_S + S_e)] =$$

= tiempo de retención hidráulica (en día)

Los parámetros cinéticos  $a = Y$ ,  $b = K_d$  y  $K =$  velocidad máxima de utilización del sustrato por unidad de masa de microorganismos ( $\text{tiempo}^{-1}$ ), fueron especificados anteriormente. Los valores de  $a = Y$  y  $b = K_d$  según investigadores, son los siguientes:

METCALF y EDDY	$a = 0,4 \text{ a } 0,8 \text{ Kg SSV/KgDBO remov.},$	$b = 0,04 \text{ y } 0,025 \text{ d}^{-1},$	$\theta = 1,06 - 1,12$
MC KINNEY	$a = 0,5 \text{ Kg SSV/KgDBO remov.},$	$b = 0,5 \text{ d}^{-1},$	$\theta = 1,05 - 1,10$
VALENCIA (CEPIS)	$a = 0,49 \text{ a } 0,64 \text{ Kg SSV/KgDBO remov.},$	$b = 0,075 \text{ d}^{-1}$	
YÁÑEZ (CEPIS)	$a = 0,35 \text{ a } 0,65 \text{ Kg SSV/KgDBO remov.},$	$b = 0,08 \text{ a } 0,14 \text{ d}^{-1}$	$\theta = 1,06 - 1,10$
CENTER R.W.R.	$a = 0,65 \text{ Kg SSV/KgDBO remov.},$	$b = 0,075 \text{ d}^{-1}$	$\theta = 1,08$
BALASHA	$a = 0,60 \text{ Kg SSV/KgDBO remov.},$	$b = 0,06 \text{ d}^{-1}$	$\theta = 1,03 - 1,04$
ARCEIVALA	$a = 0,5 \text{ a } 0,7 \text{ Kg SSV/KgDBO remov.},$	$b = 0,075 \text{ a } 0,125$	$\theta = 1,035$
ALEM y MUÑOZ	$a = 0,697 \text{ Kg SSV/KgDBO remov.},$	$b = 0,08 \text{ d}^{-1}$	

Valores representativos en lodos activados son  $k = 5 \text{ a } 10 \text{ d}^{-1}$  y  $K_S = 20 \text{ a } 100 \text{ mg/L de DBO}_{\text{sol}}$

#### 11.10.12.5.- Consumo de Oxígeno

En un proceso aeróbico, al igual que en barros activados de larga permanencia, se tiene:

$$DO = a' * (S_a - S_e) * Q + b' * X_V * V = \text{consumo de oxígeno en el proceso (en Kg O}_2 \text{ / d)}$$

$a' =$  coeficiente de utilización de  $O_2$  para síntesis (en  $\text{kgO}_2 / \text{kg sustrato removido}$ )

$b' =$  coeficiente de utilización de  $O_2$  en la respiración endógena (en  $\text{kgO}_2 / \text{kg SSV} * \text{día}$ )

$S_a - S_e =$  sustrato removido (en  $\text{kg/m}^3$ )

$Q =$  caudal de diseño ( $\text{m}^3/\text{d}$ )

$X_V =$  sólidos suspendidos volátiles en la laguna (en  $\text{kgSSV/m}^3$ )

$V =$  volumen de la laguna (en  $\text{m}^3$ )

O sea haciendo cálculos:

$$DO / (X_v * V) = a' * (S_a - S_e) / (X_v * t) + b'$$

En lagunas aeradas se puede adoptar un coeficiente global de utilización  $\alpha = 1,5 \text{ kgO}_2 / \text{kg de sustrato removido}$ .

$$DO = \alpha * (S_a - S_e) * Q = \text{oxígeno necesario (en kg/d)}$$

Los parámetros  $a'$  y  $b'$  pueden determinarse midiendo el consumo de oxígeno por unidad de SSV y el tiempo en la laguna.

Se indican dichos valores de algunos autores:

METCALF y EDDY :  $a' = 0,75 \text{ kgO}_2/\text{kgDBO remov.}$

VALENCIA (CEPIS):  $a' = 0,52 \text{ kgO}_2/\text{kgDBO remov.}$

YAÑEZ (CEPIS) :  $a' = 0,40 \text{ a } 1,40 \text{ kgO}_2/\text{kgDBO remov. En cuenca}$   
 $a' = 0,52 \text{ y } b' = 0,075$

CENTERR. W. R :  $a' = 0,53 \text{ kgO}_2/\text{kgDBO remov.}$

BALASHA :  $a' = 0,44 \text{ kgO}_2/\text{kgDBO remov. y } b' = 0,26 \text{ d}^{-1}$

ARCEIVALA:  $a' = 0,30 \text{ a } 0,52 \text{ kgO}_2/\text{kgDBO remov.}$   
 $b' = 0,05 \text{ a } 0,14 \text{ d}^{-1}$

#### 11.10.12.6.- Energía Requerida para la Mezcla Completa

Para determinar los equipos aeradores es necesario conocer la energía requerida para mantener suspendida la biomasa y para satisfacer la demanda de oxígeno del proceso.

Normalmente el primer requisito es el que predomina para calcular el número y potencia de esos equipos.

Un parámetro empleado para ese fin es la densidad de energía  $p$  (en  $\text{w/m}^3$ )

$p = \text{energía suministrada a la laguna} / \text{volumen de la laguna}$

Para distintos investigadores se tiene los siguientes valores de  $p$ , según el cuadro 11.10.5.

Cuadro 11.10.5

	p [w / m <sup>3</sup> ]	
	Aeróbica	Aerada Facultativa
ECKENFELDER	2,8 a 4,0	0,7 a 1,0
BRASH y RANDALL	20,0	3,0 a 4,0
BEBIN	10,0 a 30,0	3,0
RAMALHO	> 5	1,0
FLECKSEDER	20 para volúmenes V = 500 m <sup>3</sup>	10 para volúmenes V = 2000 m <sup>3</sup>

Según Balash y Sperber (Israel),  $p=2,7$  w/m<sub>3</sub> para  $V=14000$  m<sup>3</sup>.

Las experiencias con el funcionamiento de aeradores superficiales indican que presentan baja eficiencia para la mezcla cuando trabajan aisladamente. Utilizando varios aeradores la densidad de potencia para conseguir la mezcla completa es menor que si se usara un solo aerador. Con ello se tiene el mismo efecto que si la laguna se hubiera dividido en varias cámaras en serie.

ALEM y MUÑOZ (CETESB) presentan una curva experimental que relaciona la densidad de potencia  $p$  con el número de aeradores. Aconsejan  $p = 3$  a  $4$  w/m<sup>3</sup>.

YÁÑEZ en las lagunas de CUENCA - Ecuador determinó  $p = 6,3$  w/m<sup>3</sup> para  $V = 134.600$  m<sup>3</sup>.

También se tiene:  $p = 450 / V^{0,5}$  = densidad de energía (en w/m<sup>3</sup>) para  $V$  = volumen de la laguna (en m<sup>3</sup>), fórmula sugerida por YÁÑEZ (CEPIS) en base a publicaciones de MARAIS y EKAMA) (1980) y KALBSKOPP, K. H (WATER RESEARCH - 1972).

En la figura 11.10.6 se obtiene la densidad de energía  $p$  (en w/m<sup>3</sup>) y el número de aeradores en función del volumen  $V$  de la laguna (en miles de m<sup>3</sup>).

#### 11.10.12.7.- Remoción de los Sólidos Suspendidos del Efluente de Lagunas Aeradas y Cantidad de Lodo

La remoción de los sólidos suspendidos puede realizarse mediante sedimentadores a gravedad o eventualmente por flotación mediante aire difuso. En general se utilizan lagunas de sedimentación.

# LAGUNAS AERADAS

## DENSIDAD de POTENCIA y N° de AERADORES

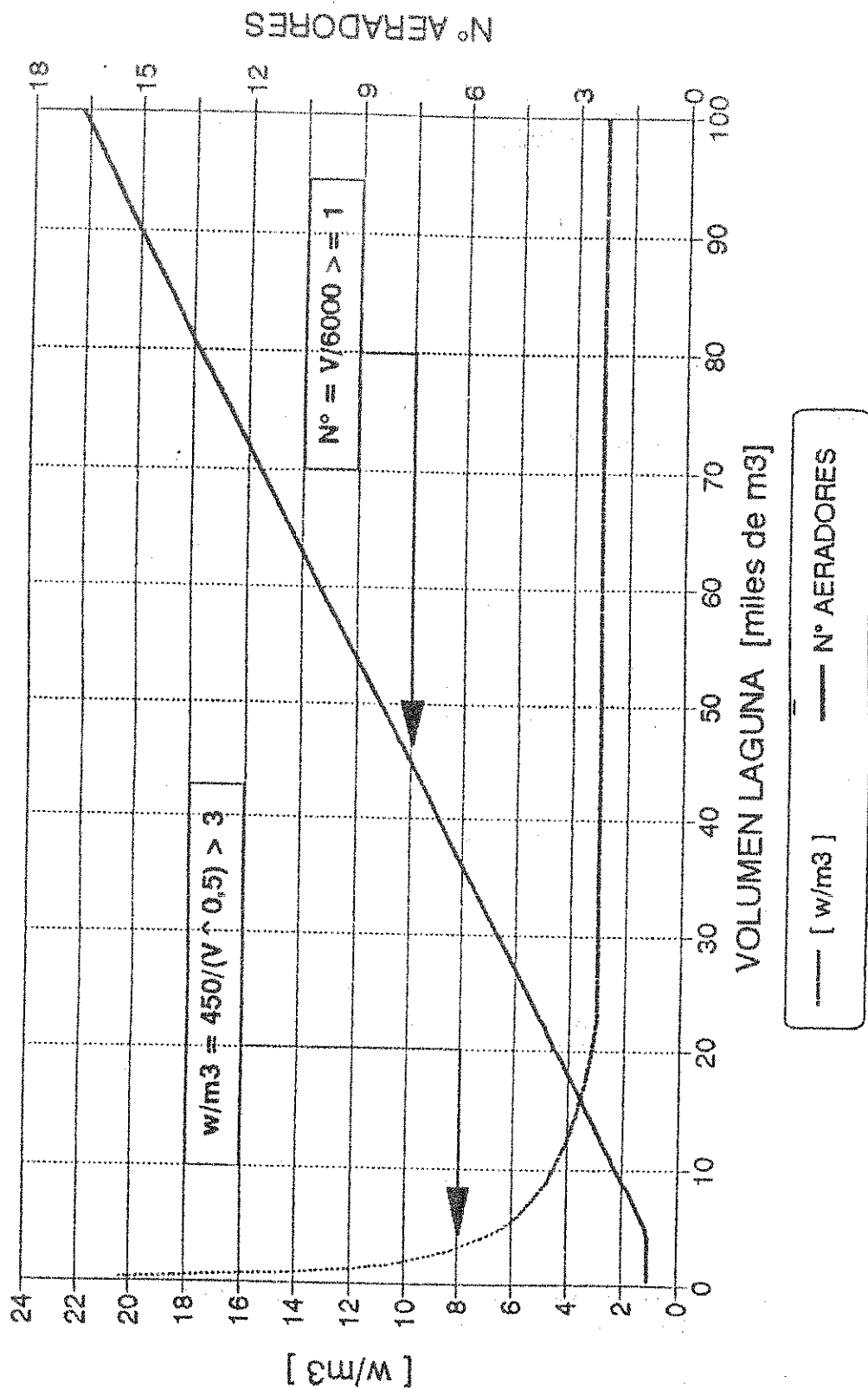


Figura 11.10.6

En el diseño de lagunas de sedimentación deben tenerse en cuenta las siguientes consideraciones:

- Debe haber un tiempo de retención hidráulico suficiente para permitir una correcta remoción de los sólidos en suspensión. Pero esa permanencia hidráulica no debe permitir el desarrollo de algas.
- Debe evitarse que eventuales olores, producidos por el proceso de digestión en el fondo de la laguna, escapen por la superficie líquida de la misma.
- Debe preverse un volumen adecuado para el almacenamiento del lodo removido, depositado y digerido.

De acuerdo a lo especificado, en el diseño no siempre es compatible una condición para cumplir con la restante.

Así se tiene que tiempos de retención hidráulica prolongados favorecen al proceso de sedimentación, aumentando el volumen destinado a barros depositados y evitan el escape de gases hacia la superficie. Pero esas mayores permanencias favorecen el desarrollo de algas que al escapar con el efluente, empeoran la calidad del mismo, si se considera la demanda de oxígeno de las algas muertas.

A fin de optimizar el diseño de lagunas de sedimentación, en la mayoría de los casos deberán aplicarse las siguientes especificaciones:

- Para sedimentar la mayor parte de los sólidos en suspensión, se requiere un tiempo mínimo de un (1) día de retención hidráulica, sin considerar el volumen adicionado para el depósito y digestión de los lodos.
- Para minimizar el crecimiento de las algas se recomienda un tiempo máximo de dos (2) días de permanencia hidráulica.
- Para el control de olores, en la mayoría de los casos se recomienda una altura mínima de agua sobre el lodo depositado, cercana a 1,00 m y a 2,00 m en climas muy calientes.
- Para asegurar el volumen requerido para el almacenamiento prolongado de los barros depositados y digeridos se fija normalmente una altura líquida total (incluye altura de esos barros), entre 3,00 m y 5,00m.
- Debe evitarse lagunas con longitudes grandes en la dirección de los vientos predominantes. Vientos fuertes pueden incrementar la acumulación de sólidos suspendidos en la zona de salida y en consecuencia aumentar su concentración negativa en el efluente.

- Se recomienda diseñar dos unidades separadas en paralelo para permitir la remoción de los lodos depositados. Esta operación se realiza con intervalos generalmente entre 4 y 5 años y a veces mayores.
- Debe evitarse las zonas muertas diseñando correctamente el sistema de entrada y salida.
- Hay que prever un sistema que permita variar el nivel líquido en la laguna, a fin de mantener siempre un tiempo de detención hidráulica entre 1 y 2 días, especialmente en el inicio de las operaciones

La cantidad de lodo a removerse, en general puede estimarse en 6,9 Kg/año\*hab para remoción anual, en 5,9 Kg/año\*hab para remoción cada 2 años y en 5,2 Kg/año\*hab para remoción cada 3 años. La concentración media de sólidos suspendidos en la laguna puede variar entre 3% y 4%.

#### 11.10.13.- Lagunas Facultativas Aeradas Mecánicamente

Son una variante de las lagunas facultativas convencionales en donde, por efecto principalmente del bombeo y de la aeración producida por equipos mecánicos, se produce una homogeneización de la masa líquida.

Entre las ventajas de este tipo de lagunas, se mencionan:

- Reduce al mínimo la zona anaeróbica y en consecuencia los aspectos desfavorables de este proceso: mayor permanencia hidráulica, producción de gases con malos olores ( $\text{SH}_2$ ), resuspensión del lodo bentel, etc.
- Disminuye en consecuencia el volumen de las lagunas.
- Puede incrementarse la profundidad de las lagunas.
- Suministra oxígeno en las horas nocturnas cuando la actividad algal es mínima (menos producción de  $\text{O}_2$ ), debido a la ausencia de radiación solar.
- Permite intermitencias en el funcionamiento de los equipos aeradores.
- No se requiere diseñar sedimentadores o lagunas para ese fin.
- Disminuye la acumulación de lodo bentel.
- Impide la proliferación de las larvas de insectos, especialmente de mosquitos, debido a la agitación superficial.



Como ocurre con los procesos que requieren equipos aeradores, tienen la desventajas de éstos: costos operativos por consumo energético y por mantenimiento de equipos. También hay que mencionar lo difícil que a veces resulta contar con energía eléctrica.

En general en las lagunas aeradas mecánicamente se anula la estratificación termal, reduciendo al mínimo la zona de anaerobiosis y de acumulación de lodos.

Se diferencian de las lagunas de estabilización de mezcla completa y de los sistemas de barros activados.

En los barros activados la materia orgánica es absorbida y digerida aeróbicamente por las bacterias. El oxígeno necesario para satisfacer la demanda del proceso es suministrado mecánicamente por agitación superficial o por inyección de aire comprimido a la masa líquida. La digestión aeróbica se puede realizar dentro de la misma unidad de mezcla o en tanque separado. En ambos casos se necesita sedimentación secundaria y para procesos de corta permanencia, también digestión anaeróbica separada.

Las lagunas facultativas aeradas se diseñan para una gran producción algácea, que es la que aporta la mayor parte del oxígeno requerido en el proceso de estabilización de la materia orgánica.

El aporte de los equipos aeradores es menor, sirviendo para compensar el déficit que se ocasiona en las horas sin radiación solar, particularmente las nocturnas.

En consecuencia es básica la acción de la radiación solar para el crecimiento de las algas y por ende el de la producción de oxígeno.

El efecto bombeo de los aeradores, principal finalidad, sirve para poner en contacto la mayor parte del volumen de la laguna con la energía solar y con la población algácea productora de oxígeno, que en lagunas aeróbicas es de solamente de 10 a 30 cm de la capa superficial en donde hay mayor sobresaturación de oxígeno en las horas diurnas.

Se obtiene por el efecto de bombeo y mezcla una mejor aclimatación de las algas, al alternar la insolación con la oscuridad; en consecuencia hay mayor rendimiento productivo de algas en la laguna.

En este tipo de lagunas la especie Euglena es la que mejor se adapta por su movilidad debido a las cilias que posee. En general las algas unicelulares que se desarrollan en el seno de la laguna, por esa movilidad permanente no sedimentan.

El diseño de estas lagunas debe contemplar el aspecto biológico de las algas estudiando y conociendo su

metabolismo. O sea que ese aspecto es más importante que el hidráulico.

Se estima una permanencia mínima de 3 días para el inicio del ciclo de reproducción algácea, con un tiempo máximo de 10 días, que es el que dura su ciclo reproductivo. Un valor aceptable es de 7 días (depende de las condiciones climáticas).

Los valores óptimos del PH para lagunas facultativas aeradas están comprendidos entre 7,8 y 8,5. Cuando baja hasta 7 la laguna no funciona correctamente (aparecen sólidos en suspensión y no tiene el color verde característico); para valores inferiores a 7 comienza cierta anaerobiosis (con malos olores), generalmente debido a sobrecargas orgánicas.

Para este tipo de lagunas se pueden usar dos tipos de equipos aeradores mecánicos: difusores de aire comprimido en la masa líquida y aeradores superficiales.

Los primeros son poco empleados por ser costosos y con problemas operativos.

Los superficiales se dividen en lentos y rápidos. A su vez se subdividen en aeradores de eyección y aeradores de inyección.

Los superficiales lentos tienen buen rendimiento de oxigenación ( $\text{Kg O}_2/\text{kw} \cdot \text{h}$ ) con buena capacidad de mezcla, pero menor rendimiento en la capacidad de bombeo. Son de costo elevado por el reductor y el sistema de apoyo en la laguna.

Los aeradores de eyección tienen buena capacidad de bombeo y de rendimiento en oxigenación (inferior a los lentos), pero de regular capacidad de mezcla.

Los aeradores de inyección tienen una aceptable capacidad de mezcla, pero tienen menor eficiencia de bombeo y oxigenación que los de eyección.

Los aeradores rápidos generalmente son flotantes, sin necesidad de infraestructura de montaje, siendo manejados fuera de la laguna a fin de su revisión, mantenimiento o reemplazo por otro aerador. No requieren reductores de velocidad y son más baratos que los lentos, no siendo afectados por las variaciones de nivel.

Se estima que la eficiencia en oxigenación de la aeración artificial es muy inferior a la correspondiente de las algas.

Se proyectan lagunas aeradas de forma cuadrada o rectangulares, siendo aconsejables relaciones largo/ancho de 2 a 3.

## 11.10.14.- Calidad del Efluente de Lagunas de Estabilización Aplicando el Modelo de Flujo Disperso

### - Objetivos

El CEPIS en Lima - Perú ha utilizado un modelo matemático para conocer la calidad del efluente de las lagunas de estabilización, aplicando el modelo de flujo disperso propuesto por THIRUMURTHY.

Ese modelo ha sido calibrado por medio de pruebas bajo flujo discontinuo "batch", realizadas en pruebas de campo.

El modelo se basa en que no hay mezcla completa en la laguna, al contrario de lo establecido en los modelos más conocidos. En cambio el flujo es disperso y se aproxima a las condiciones de un reactor de flujo arbitrario.

Las investigaciones del CEPIS tendieron a desarrollar parámetros de diseño para aplicarlos al modelo de flujo disperso, con la finalidad de predecir la calidad del efluente para su posterior utilización agrícola.

Las "Guías Microbiológicas de Calidad para Uso de Aguas Residuales en la Agricultura", recomendadas recientemente por la Organización Mundial de la Salud, OMS, establecen tres categorías de reuso. Las más exigente es para irrigación de productos que normalmente se consumen crudos, campos deportivos y parque públicos.

Para esta categoría recomienda que el promedio geométrico de coliformes fecales sea igual o menor a 1.000 NMP/100 mL y que el número geométrico medio de huevos viables de nematodos intestinales sea igual o menor a 1 (uno), ambos indicadores del efluente final de las lagunas.

Las lagunas de estabilización son de gran eficiencia para la reducción de bacterias, virus y parásitos. Con una permanencia hidráulica total de una serie de lagunas, aproximadamente a 20 días, se puede predecir que los huevos y quistes sedimentan y se depositan en el barro bental. Esta situación no ocurre en los tratamientos convencionales, aún con desinfección final.

El indicador de la mortalidad bacteriana es el coliforme fecal, ya que las pruebas dan valores semejantes para las salmonellas.

Las bacterias y virus mueren violentamente en la masa líquida de las lagunas por ser poco resistentes fuera de su habitat natural. Los parásitos son más peligrosos en estado de huevos o quistes que en estado larval.

Ante la peligrosidad de dichos organismos patógenos, es conveniente diseñar lagunas de estabilización con grandes permanencias hidráulicas, para la protección

epidemiológica de zonas de países en desarrollo.

#### - Modelo de Diseño

La ley de CHICK rige la remoción de agentes patógenos en lagunas de estabilización bajo flujo discontinuo, siendo la concentración microbiana  $N$  (NMP/100 mk) al cabo de un tiempo  $t$  (en día), función de la constante de mortalidad  $K_b$  (en día<sup>-1</sup>).

Para  $N_0$  (NMP/100 mL), calidad bacteriológica original, es:

$$N = N_0 * e^{(-K_b * t)}$$

La mayoría de las lagunas operan en condiciones de flujo continuo y la ley de CHICK se ve modificada por el factor de dispersión  $di$ , o sea que la eficiencia es influenciada por el submodelo hidráulico.

$$\delta N / \delta t = D \delta^2 N / \delta t^2 - V * \delta N / \delta X - K_b * N$$

Donde:

$D$  = coeficiente de dispersión (en m<sup>2</sup>/s)

$V$  = velocidad del líquido en la dirección del flujo (en m/s)

$X$  = distancia en la dirección del flujo (en m)

WEHNER y WILHELM integraron la ecuación anterior y DISSANAYAKE propuso la utilización del modelo de flujo disperso para la reducción bacteriana:

$$\frac{N}{N_0} = \frac{4 a e^{[1/(2di)]}}{(1 + a)^2 * e^{[a/(2di)]} - (1 - a)^2 * e^{[-a/(2di)]}}$$

Donde:

$a = (1 + 4 K_b * R * di)^{0,5}$  = coeficiente de cálculo

$di$  = factor o número de dispersión (valor adimensional), parámetro expuesto detenidamente en 11.10.6.

$K_b$  = constante de mortalidad bacteriana (en día<sup>-1</sup>)

$R = \alpha * V/Q$  = permanencia hidráulica real (en día).

SAENZ FORERO-CEPIS, indica que el factor de corrección hidráulica  $\alpha$ , tiende en la práctica a valores entre 0,3 y 0,8 considerando la posición relativa de las estructuras de entrada y salida de las lagunas. Además para flujo laminar del comportamiento hidráulico en las lagunas, las capas superiores del líquido se mueven a una velocidad 3/2 veces la velocidad promedio. Diseñando correctamente el sistema de ingreso y salida, se puede adoptar  $\alpha = 0,6$  a 0,8.

THIRUMURTHI propone el modelo de flujo disperso, no solamente para determinar la eficiencia en reducción bacteriana, también para calcular la eficiencia en reducción orgánica. Para ello reemplaza el coeficiente  $K_b$  (constante de reducción bacteriana) por  $K$  (constante de asimilación orgánica, en  $\text{día}^{-1}$ ), y los valores de  $N$  y  $N_0$  respectivamente por  $S$  y  $S_a$  (concentraciones orgánicas del efluente y afluente, respectivamente). Sugiere una expresión simplificada del modelo de flujo disperso, considerando que en la mayoría de las lagunas el valor del factor de dispersión  $d$  es menor a 1 (uno):

$$N/N_0 = \frac{4 a * e^{(1-a)/(2di)}}{(1 + a)^2} = S/S_0$$

siendo,  $N$ ,  $N_0$ ,  $a$  y  $di$  parámetros especificados en la relación general y además:

$S_0 = S_a$  = concentración de la  $\text{DBO}_5$  soluble afluente (en  $\text{mg/L}$ )

$S = S_e$  = concentración de la  $\text{DBO}_5$  efluente (en  $\text{mg/L}$ )

SAENZ FORERO sugiere afectar de un coeficiente  $\beta$  a la carga orgánica aplicada  $S$ , considerando que se produce sedimentación de sólidos con demanda de oxígeno, que no es detectada en la determinación del factor  $K$ . En las investigaciones del CEPIS determinó los siguientes valores de ese coeficiente:  $\beta = 0,5$  a 0,8 en lagunas primarias y muy cercano a 1,0 en las lagunas secundarias.

En las pruebas efectuadas en el CEPIS los valores determinados con el modelo fueron confrontados con los de campo.

Los valores encontrados para la concentración de coliformes fecales fueron semejantes. En cambio los valores de la concentración de la  $\text{DBO}_5$  no se adaptaron convenientemente debido al efecto de decaimiento de algas no considerado en el modelo.

Siendo:

$K_{20} = 0,142 \text{ d}^{-1}$  = constante de la razón de remoción orgánica para una temperatura del líquido  $T = 20^\circ \text{C}$ .

$\theta = 1,044$  = constante de dependencia de la temperatura. Se la calcula considerando determinaciones en épocas con diferencias de temperatura, frescas y calientes).

Los parámetros encontrados en las pruebas del CEPIS, efectuadas en dos épocas diferentes (febrero y agosto de 1986), dieron los siguientes valores (aplicando regresión de cuadrados mínimos):

$K = 0,142 * 1,044^{(T-20)}$  = constante de la razón de remoción orgánica ( $d^{-1}$ ) para una temperatura de diseño  $T^{\circ} C$  del agua (en el mes más frío).

$K_b = 0,623 * 1,037^{(T-20)}$  = constante de la razón de remoción bacteriana ( $d^{-1}$ ), para  $T^{\circ} C$  del agua (en el mes más frío), siendo  $K_{b20} = 0,623 d^{-1}$  y  $\theta = 1,037$

MARAIS fue el primero en desarrollar la siguiente correlación:

$K_b = 2,6 * 1,19^{(T-20)}$  = asumiendo mezcla completa

YANEZ, en el CEPIS aconseja usar el valor conservador:

$K_b = 0,841 * 1,07^{(T-20)}$

En CUENCA - Ecuador, el mismo investigador adopta:

$K_{20} = 1,495 * 1,07^{(T-20)}$

Respecto a la constante de asimilación  $K$  de la DBO, los valores dados por distintos investigadores son variables:

$K = 0,176 * 1,085^{T-20}$  establecido por GLOYNA para laguna única

Para el diseño de lagunas primarias, previamente debe asegurarse su condición de facultativa a fin de utilizar el modelo de flujo disperso para conocer la eficiencia en reducción bacteriana, verificando posteriormente la reducción orgánica con el mismo modelo, o aplicando los más conocidos ya descriptos.

Para las lagunas secundarias se sigue aplicando el modelo de flujo disperso para la eficiencia bacteriana y eventualmente para la reducción orgánica, por no ser importante esta reducción en las siguientes lagunas de la series.

#### - Determinación de las Constantes $K_b$ y $K$

Se realiza en pruebas batch efectuadas en lagunas con flujo discontinuo (detenidas) o en recipientes de 100

litros, colocados dentro de la masa líquida cuando están operando.

El contenido líquido en ese recipiente es el mismo que el de la laguna, simulando las mismas condiciones pero con flujo discontinuo.

La forma de efectuar las pruebas fueron expuestas por YAÑEZ (CEPIS) en el "Manual de Métodos Experimentales: Evaluación de Lagunas de Estabilización" - CEPIS/PAHO, Serie Técnica Nº 24, 1983.

#### 11.10.15.- Aspectos Constructivos y Operacionales a Considerar en el Diseño de las Lagunas de Estabilización.

##### 11.10.15.1.- Geometría de las Lagunas

Las lagunas de superficie rectangular (se aconseja una relación longitud-ancho entre 6:1 y 2:1) son de mayor eficiencia que las cuadradas, redondas o de geometría irregular.

Entre las consideraciones para llegar a esa conclusión, se mencionan:

- Mayor eficiencia en reducción orgánica y bacteriana al tener constantes de difusión hidráulica  $d_i$  inferiores a 1 (tienden al flujo a pistón).
- Menor posibilidad de zonas muertas y cortocircuitos.

A fin de evitar la erosión causada por el oleaje de los vientos se recomiendan pendientes suaves en los taludes de los diques de contención, de ser posible 1 en vertical por 4 en horizontal (1:4). Dicha pendiente dependerá de la consistencia de los terrenos que conforman los taludes. Normalmente se tienen valores de 1:2.

En los taludes del lodo seco es conveniente aplicar protección mediante césped, lajas, revestimiento plástico, etc. La misma protección puede realizarse hasta 0,50 m debajo del nivel líquido, en los taludes internos (mojados).

##### 11.10.15.2.- Revestimientos

Un problema a considerar es la permeabilidad del fondo de las lagunas, a fin de evitar infiltraciones perjudiciales para el llenado de las mismas.

De allí, la necesidad de conocer previamente la calidad de los terrenos para el diseño de las lagunas. Se requiere efectuar pruebas de percolación y análisis granulométricos del suelo.

La permeabilidad de los terrenos relativamente porosos, se puede lograr de varias formas:

- A través del tiempo, por la acción del lodo sedimentado.
- Mediante una capa compacta, generalmente de 0,10 m de espesor de tierra arcillosa mezclada con la natural.

En general, se estima en 1.000 m<sup>3</sup> de arcilla por Ha a compactar.

- Aplicando revestimiento de polietileno y vinílicos, para el fondo y taludes (hasta el borde del coronamiento). Actualmente el mercado ofrece películas de costo razonable.
- En el caso de suelos con porcentajes en peso de material granular superior al 70%, se puede aplicar suelo cemento (8 a 12% de cemento con el material extraído).

En el caso de taludes con fuerte inclinación es necesario revestirlos, salvo que sean de constitución rocosa, también para evitar el crecimiento de malezas y la acción de alimañas.

Uno de los procedimientos menos costosos es el de aplicar material rocoso por encima y debajo del nivel líquido.

Generalmente, la faja protectora es de 1,00 m de ancho, siendo 0,50 m el correspondiente al sector sumergido.

Otros procesos es el de lajas de concreto o ladrillos y el de plantar césped.

No se considera importante colocar árboles de gran crecimiento alrededor de las lagunas, ya que el viento es favorable para la mezcla líquida de las lagunas.

#### 11.10.15.3.- Estructuras de Ingreso, Intercomunicación y Salida de las Lagunas

##### a.- Ingreso

Un aspecto básico a considerar en el diseño de esas estructuras es la de tener una distribución uniforme del caudal a tratar en el ancho de las lagunas, a fin de provocar un flujo con tendencia a pistón y en consecuencia evitar cortocircuitos y zonas muertas que disminuyen sensiblemente la permanencia hidráulica de la laguna, parámetro fundamental en la eficiencia de reducción orgánica y bacteriana del proceso.

Tal afirmación se basa en los resultados de las evaluaciones de campo ejecutadas por HYTSA en las lagunas en



estudio, en donde existen entradas y salidas que no cumplen esa condición, lo que provoca permanencias hidráulicas menores a las teóricas.

Entre las anomalías detectadas respecto a la entrada y salida del líquido se mencionan: muy cercanas entre sí un solo sistema y no estar alineadas en un mismo eje longitudinal.

El ingreso puede realizarse mediante una cañería sobre el nivel líquido de la laguna o sumergida, habiendo controversia respecto a la elección del sistema.

Una solución aceptada es la de proyectar una cañería horizontal con una curva a 90° en su extremo. En lagunas iniciales se reemplaza la curva por un ramal para permitir solucionar posibles atascamientos, estando el sector inferior siempre sumergido y el superior sobre la superficie líquida.

Ese sistema provoca que el flujo sea dirigido hacia el fondo de la laguna, ocasionando una mejor mezcla y además el depósito del material grueso, como son las arenas, en una excavación practicada en el fondo de la laguna. Esta es de 0,50 m de profundidad y 10 m de lado o de diámetro, teniendo los taludes una inclinación de 1:2.

La cañería de ingreso puede estar situada en la mitad de la altura líquida de la laguna, con una inclinación mayor a 1:40 y con una separación máxima de 2,00 m respecto a la intersección del talud frontal con el fondo.

Cuando la cañería de salida libre es horizontal el diseño puede realizarse con la fórmula:

$$D = 0,5476 * Q^{1,443} * h^{-2,675} = \text{diámetro del caño (en m) para caudal } Q = \text{caudal de pasaje (m}^3/\text{s) y } h = \text{tirante líquido dentro del caño (m)}$$

En el caso eventual que una laguna o serie de lagunas reciba mayor aporte por supresión de la otra laguna o serie que opera en paralelo, hay que verificar el nuevo régimen hidráulico para evitar que pueda entrar en carga y desborde el sistema de ingreso (rejas, medidores, cámaras y cañerías).

Se recomienda el mayor número posible de cañerías de ingreso, con separación entre ellas no mayor a 30 m, siendo dos un número mínimo aconsejado para lograr una mejor distribución del flujo.

#### **b.- Estructura de Salida**

Generalmente se proyectan en el mismo eje longitudinal de la cañería de ingreso y cercanas al pie del dique frontal opuesto.

No se aconseja por problemas de zonas muertas el ingreso y egreso en una laguna formando un ángulo pronunciado respecto al eje longitudinal.

La estructura más conveniente es la que admite variar la cota de los vertederos de salida y en consecuencia el nivel líquido de la laguna. Especialmente, la disminución de este nivel permitirá la eliminación de malezas o la reparación de taludes.

Consiste en una cámara normalmente de sección cuadrada, en cuyo coronamiento se colocan listones, generalmente de madera dura, desmontables para permitir la variación deseada de niveles.

Esas cámaras se asientan cercanas al pie de los taludes frontales. Alrededor de las mismas se proyectan pantallas sumergidas alrededor de 0,70 m para impedir el ingreso de material flotante (espumas y algas) a las cámaras. Dicho material flotante que a veces se acumula en las zonas quietas de la laguna, debe ser retirado periódicamente por los operadores.

Otra solución es ubicarlas en el coronamiento del dique frontal divisorio, con sus respectivas cañerías sumergidas de acceso y salida.

Una plataforma debe permitir el acceso del operador a cada cámara desde el coronamiento de los taludes.

Se aconseja colocar válvulas o compuertas de fondo en cada cámara para permitir la descarga del lodo depositado en la laguna hacia la siguiente laguna o hacia el exterior.

La interconexión entre lagunas o con la cámara colectora general de la serie, se realiza mediante cañerías sumergidas.

El nivel líquido en la cámara de salida dependerá del correspondiente a la laguna siguiente o cámara colectora final. Debe considerarse una caída libre mínima AH desde el vertedero, teniendo en cuenta las pérdidas de carga producidas por los caudales máximos de escurrimiento por las cañerías sumergidas de intercomunicación.

### **c.- Movimiento de Tierra**

Deben balancearse los volúmenes de excavaciones y de terraplenes para conformar las lagunas con sus correspondientes diques o muros de contención.

Una condición básica es que el suelo removido sea adecuado para la compactación y cohesión de los terraplenes, especialmente cuando el talud es sumergido.

Generalmente la tierra vegetal, producto de la escarificación del terreno y la arena no son adecuadas para la construcción de los muros compactados. A veces, el material debajo de esa capa vegetal es aceptable para formar el núcleo impermeable y estable de los diques y también para rellenar y formar los taludes.

En caso de no existir terreno compatible para lograr una óptima compactación debe transportarse de préstamos lo más cercanos posible para evitar costos elevados de transporte.

Un problema que puede aparecer es la ubicación de lagunas en suelos compresibles o plásticos que hacen peligrar el diseño por no ser económico el costo constructivo.

En caso de utilizarse el material del terreno para formar los terraplenes debe efectuarse un cálculo para tener una igualdad entre el volumen excavado y el compactado (más un adicional por la reducción del compactado, considerando entre 10 y 30% mayor la excavación).

Deben efectuarse sondeos para identificar el material disponible a fin de calcular los costos constructivos (se recomienda cuatro como mínimo por Hectárea).

La compactación de los taludes debe cumplir normas correspondientes a suelos compactados, según el método PROCTOR MODIFICADO (generalmente 95% o más) u otra norma adecuada al tema.

#### **d.- Instalaciones de las Lagunas**

##### **- Estaciones de Bombeo**

Pueden provocar problemas operativos por lo que es conveniente tratar de eliminarlas.

Para ello una posibilidad es disminuir la pendiente final del emisario o prolongarlo sobre la superficie del terreno natural, construyéndolo sobre terraplenes. Otra alternativa es profundizar las lagunas. En ambos casos debe estudiarse la topografía del terreno para evaluar económicamente si corresponde o no el diseño de lagunas.

##### **- Medidores de Caudales**

Es conveniente instalar medidores de caudal en el ingreso y egreso de una batería de lagunas. La comparación de los caudales de entrada y salida permitirá conocer el balance hidráulico del conjunto, dando una idea de los valores de evaporación e infiltración.

Los medidores de flujo más comunes son el vertedero PARSHALL, el medidor proporcional simétrico (RETTGER) o el

asimétrico (SUTRO), de umbral rectangular, triangular o de THOMPSON y el medidor BOWLUS-PALMER.

Se recomiendan los de umbral rectangular o triangular para el efluente de las lagunas y los restantes para el ingreso, por no existir obstrucciones en el flujo.

#### - Rejas

Se aplican los mismos sistemas que para otros tipos de tratamiento (rejas de limpieza manual o mecánicas).

Cuando se tienen electrobombas de impulsión se incluyen rejas móviles en la salida del emisario.

Para las bombas arquimédicas a veces se colocan rejas gruesas para protegerlas, aunque esos equipos permiten el pasaje de ciertos tamaños de material flotante o grueso.

En algunos casos pueden obviarse cuando el material flotante puede retirarse manualmente con facilidad mediante dispositivos de mango largo.

#### - Desarenadores

Unicamente se recomiendan cuando el contenido de detritus minerales es alto y puedan ocasionar problemas de colmatación en el fondo de la laguna primaria (aerada, anaeróbica o facultativa). O sea normalmente no se diseñan.

Los desarenadores proyectados son los habituales en plantas de tratamiento convencionales.

#### - Repartición de Caudales

Es necesario equirrepartir el caudal afluente a los módulos o series de lagunas que operan en paralelo. Esa necesidad de proyectar repartidores es para permitir cargas orgánicas iguales en los distintos módulos.

Hay varios sistemas de repartición, siendo aconsejables los que no producen obstrucciones, comunes en los vertederos de umbral horizontal o triangular.

Una alternativa aconsejable es la de proyectar canales derivados a cada módulo, de igual ancho, con una grada de bajada en cada uno. Ese dispositivo hidráulico produce un resalto aguas abajo del pie de la grada y en consecuencia separa los regímenes hidráulicos aguas arriba y aguas abajo de la grada, lo que no afecta la equirrepartición de caudales.

Para el diseño se puede aplicar el método de DOMINGUEZ, Chile, para gradas de bajada. Un resumen del mismos es:

$q = Q / b$  = caudal unitario que se deriva, siendo  $Q$  = caudal de pasaje (en  $m^3/s$ ) y  $b$  = ancho del canal (en m)

$h_C = (q^2 / g)^{1/2}$  = tirante líquido crítico (en m)

$a$  = altura de la grada de bajada (en m)

$K = a / h_C$  = altura relativa de la grada de bajada.

$X_1 = 0,56 * K^{-1/6} = h_1 / h_C$  = altura relativa subcrítica del resalto, siendo  $h_1 = X_1 * h_C$  = altura subcrítica (en m)

$U_1 = q / h_1$  = velocidad correspondiente a  $h_1$  (m/s)

$F_1 = U_1 / (g * h_1)^{1/2}$  = número de FROUDE en  $h_1$ , valor que debe ser superior a 2,5 para tener un resalto estable

$h_2 = (h_1 / 2) * [-1 + (1 + 8 F_1^2)^{1/2}]$  = tirante conjugado del resalto (en m)

$U_2 = q / h_2$  = velocidad en el tirante conjugado (en m/s) = velocidad a continuación del canal derivado

$L_T = 3 * K^{0,3} + 18$  a  $20 * X_1 = L / h_C$  = longitud relativa correspondiente a la distancia entre el pie de la grada y el final del resalto (altura conjugada  $h_2$ ).

#### - Otras Instalaciones

##### • Local para el operador

Se aconseja proyectar instalaciones para el operador u operadores de turno, a fin de que los mismos permanezcan en el lugar de las lagunas.

En lagunas de gran capacidad se necesitan depósitos de herramientas y equipos de limpieza, además de oficinas y sanitarios para el personal. También puede instalarse un laboratorio que permita realizar análisis básicos.

#### e.- Excavación y Relleno

Se refiere al suministro de mano de obra, equipos y materiales necesarios para la excavación para la conformación de diques y terraplenes.

Comprende las siguientes etapas (algunas pueden obviarse):

- Replanteo y nivelación
- Limpieza y destronque del terreno
- Remoción de la capa vegetal

- Humedecimiento y preparación del material destinado a los rellenos en la zona de excavación. Esta operación disminuye los costos operativos.
- Excavación del material y nivelación, tamizando el material destinado a la impermeabilización.
- Transporte y esparcido del material excavado.
- Excavación y acarreo del material de los préstamos adicionales.
- Suministro y colocación de ataguías, tablestacados, apuntalamiento, etc.
- Eliminación del agua de las excavaciones: zanjas de drenaje y bombas de achique.
- Acondicionamiento y compactación de la capa de suelo superficial.
- Excavación para fundaciones de estructura de hormigón, colocación de cañerías, cunetas.

#### f.- Terraplenes y Piso de las Lagunas

El coeficiente de permeabilidad debe ser igual o menor a  $K = 10^{-6}$  cm/s. De lo contrario se tienen que efectuar trabajos de compactación.

En la figura "Coeficiente de Permeabilidad" (Manual de Valle Roda), se establecen las características de drenaje, y clase de suelos, en función del coeficiente K (cm/s), cuadro 11.10.6.

El terraplenamiento consiste en:

- Preparación del terreno natural o capa subyacente.
- Humedecimiento adicional si es necesario.
- Todo el material de relleno será compactado hasta conseguir porcentajes superiores al 95% de la máxima densidad seca con la humedad óptima, calculada según el ensayo "Proctor modificado".

CUADRO 11.10.6  
COEFICIENTE DE PERMEABILIDAD (De Valle Roda)  
"K" en cm/seg (Escala logarítmica)

	10 <sup>2</sup>	10	1.0	10 <sup>-1</sup>	10 <sup>-2</sup>	10 <sup>-3</sup>	10 <sup>-4</sup>	10 <sup>-5</sup>	10 <sup>-6</sup>	10 <sup>-7</sup>	10 <sup>-8</sup>	10 <sup>-9</sup>
Características de drenaje			Buen drenaje					Mal drenaje			Prácticamente impermeable	
Suelos			Permeable								Impermeable	
Clase de Suelos	Grava limpia		Arenas limpias y mezclas limpias de arena y grava			Arenas muy finas, limos orgánicos e inorgánicos, mezclas de arena, limo y arcilla, morenas; depósitos de arcilla estratificada, etc.				Suelos impermeables como ser: Arcillas homogéneas que se hallan debajo de la zona de meteorización.		
				Suelos impermeables que han sufrido alteración por la vegetación y meteorización.								
Determinación directa del Coeficiente de Permeabilidad	Prueba directa del suelo en su posición original (ej: pozos) Da buen resultado si se ejecuta la prueba debidamente. Se requiere gran experiencia.											
	Permeámetro de nivel constante. Se requiere gran experiencia.											
				Da buen resultado se requiere poca experiencia		Permeámetro de nivel variable. Se requiere mucha experiencia para interpretar correctamente los resultados			Da regular resultado. Se requiere gran experiencia.			
Determinación indirecta del Coeficiente	CALCULO											
	Tomando en cuenta la distribución granulométrica del material (ej: Fórmula de Hazen)											
	Aplicable únicamente a gravas y arenas limpias.											
				Prueba de la capilaridad horizontal. Se requiere poca experiencia. Especialmente útil para pruebas rápidas y de numerosas muestras en el campo, sin facilidad de laboratorio.					CALCULO			
									De las pruebas de consolidación. Se requiere equipo de laboratorio y gran experiencia			
	10 <sup>2</sup>	10	1.0	10 <sup>-1</sup>	10 <sup>-2</sup>	10 <sup>-3</sup>	10 <sup>-4</sup>	10 <sup>-5</sup>	10 <sup>-6</sup>	10 <sup>-7</sup>	10 <sup>-8</sup>	10 <sup>-9</sup>

## **11.11.- REUSO DEL LIQUIDO TRATADO PARA LA AGRICULTURA**

### **11.11.1.- Introducción**

La utilización, en condiciones apropiadas desde el punto de vista sanitario, de aguas residuales tratadas para la agricultura, permite mejorar la productividad debido al aporte de nutrientes presentes en esas aguas, y por otro lado preservar los recursos hídricos, ya que se ahorra agua para riego proveniente de otras fuentes, y además se evita la descarga de contaminantes a cuerpos receptores.

Se ha extendido esta práctica en varios países, destacándose los ejemplos de México, Australia y Estados Unidos.

Las mayores críticas, se han fundamentado en los peligros de afectar la salud a las personas que consuman vegetales regados con estas aguas, a los trabajadores agrícolas y sus familias, y a la población cercana a la zona de riego. Las enfermedades podrían generarse por transmisión directa del suelo, agua o cultivos, o indirecta por aerosoles, partículas de polvo u organismos vectores.

Se busca establecer criterios para desarrollar esta práctica con un mínimo riesgo sanitario, de forma tal que pueda considerársela como una de las principales alternativas a tener en cuenta para el vuelco de un efluente tratado.

### **1.11.2.- Factores a Considerar**

Para un diseño adecuado deben tenerse en cuenta los siguientes factores:

- Tipos de vegetales a regar.
- Calidad requerida del agua para riego.
- Técnicas de riego.
- Tratamientos aconsejables.
- Características del medio.
- Aspectos socio-económicos.

#### **11.11.2.1.- Tipos de Vegetales a Regar**

Pueden agruparse en dos categorías, según sean los grupos expuestos y la consiguiente protección requerida:



- Categoría A: protección requerida para consumidores, agricultores y público en general. Incluye vegetales que se consumen crudos, árboles frutales que se riegan por aspersión, campos deportivos y parque públicos.

- Categoría B: protección requerida sólo para los agricultores. Incluye cereales, cultivos industriales, forraje, pasturas para ganado y árboles.

#### 11.11.2.2.- Calidad del Agua para Riego

##### A.- Calidad Microbiológica

Constituye un requisito fundamental a tener en cuenta. Los factores que tienen relación con la producción de enfermedades por la utilización de aguas residuales para riego agrícola son: larga persistencia de los microorganismos en el medio ambiente, largo período latente, baja dosis infectiva, débil inmunidad de las personas, posibilidad de transmisión a través de la comida y del agua, por el contacto con el suelo, por el contacto persona a persona y baja higiene personal.

Los organismos de mayor significancia sanitaria en esquemas de reuso de aguas residuales se detallan en el cuadro 11.11.1.

La dosis infectiva es alta para protozoarios y bacterias ( $10^6$ ), y baja para helmintos y virus ( $10^2$ ).

El tiempo de supervivencia de los agentes patógenos en el suelo y en la superficie de los cultivos se puede apreciar en el cuadro 11.11.2. De él se desprende que los patógenos más resistentes son los helmintos.

Estudios recientes, sin embargo, aconsejan que las directrices a aplicar para el reuso agrícola de líquido residual deben basarse en estudios epidemiológicos y no en la supervivencia de patógenos, ya que algunas Normas conocidas hasta ahora resultaron demasiado conservadoras.

Siguiendo este criterio se elaboró en forma tentativa el cuadro 11.11.3, en el que se indican los riesgos para la salud por el reuso de líquidos residuales no tratados.

Evidencias epidemiológicas indican que:

- El riego de cultivos con líquido cloacal no tratado, causa un aumento significativo de las infecciones con nematodos intestinales tanto en las personas que trabajan en la agricultura como en los consumidores.

- El riego con líquido cloacal tratado, no deriva en un aumento en las infecciones por nematodos.

- El cólera y probablemente la fiebre tifoidea pueden ser transmitidos a causa del riego de vegetales con líquidos cloacales crudos.

- El ganado que pasta en campos irrigados con líquidos cloacales crudos se infecta con helmintos, pero hay pocas evidencias de que esto se traduzca en mayor riesgo para la salud humana.

- La inmunidad de las personas es baja o ninguna a los helmintos y protozoos, baja o media a las bacterias y alta a los virus.

- El riego por aspersión con líquido tratado puede promover la transmisión por aerosoles de virus excretados, pero es raro que esto vulnere la propia inmunidad de las personas.

En base al cuadro 11.11.3 puede concluirse que las enfermedades originadas por diferentes clases de patógenos se atiende al siguiente orden decreciente: infecciones intestinales originadas por nematodos, infecciones por bacterias y protozoos (el riesgo debido a protozoos en realidad no está todavía bien establecido, aunque no hay por ahora estudios que sustenten que el reuso provoque riesgos adicionales) y en último término las virales.

En función de esto, se estableció en la Declaración de Engelberg, Suiza 1985, un criterio de calidad microbiológica de las aguas para riego. Se elaboraron directrices para riego "restringido" (vegetales tipo B) y "no restringido" (vegetales tipo A).

Las directrices de calidad microbiológica pueden verse en el cuadro 11.11.4.

La calidad de líquido impuesta para riego restringido, apunta a proteger a los trabajadores agrícolas, e implica la necesidad de un tratamiento que logre una alta remoción de helmintos (>99 %).

La calidad de líquido requerida para riego no restringido, obliga a una remoción de helmintos similar al caso anterior y además a una remoción de coliformes fecales mayor al 99,999 %, teniendo como propósito adicional la protección de los consumidores de cultivos, especialmente legumbres.

Así se reducirá también la cantidad de patógenos como huevos de trematodos y quistes de protozoarios a niveles en los que casi no puede detectarse su presencia.

## Organismos de Mayor significancia Sanitaria en Esquemas de Reuso de Aguas Residuales

Organismos	Enfermedad	Reservorio
I Bacteria		
Salmonella (aprox. 1,700 tipos)	Fiebre paratifoidea	Hombre, animales silvestres y domésticos
Salmonella paratyphi A,B,C		
Salmonella typhi	Fiebre tifoidea	Hombre, animales silvestre y domésticos
Shigella (4 sp.)	Disentería bacilar	Hombre
Escherichia coli (tipo enteropatógeno)	Gastroenteritis	Hombre y animales domésticos
II Virus Entrérico		
Enterovirus (67 tipos)	Gastroenteritis, anomalías al corazón, meningitis, parálisis, pleurodinia	Hombre, algunos animales inferiores
Rotavirus	Gastroenteritis, diarreas infantiles	Hombre, animales domésticos
Rotavirus (3 tipos)	Gastroenteritis	Hombre
Hepatitis A	Hepatitis infecciosa	Hombre y otros primates
Adenovirus (31 tipos)	Infecciones respiratorias conjuntivitis y otras	Hombre
III Protozoarios		
Balantidium coli	Balantidiasis	Hombre, cerdo
Entamoeba histolytica	Amebiasis	Hombre
Giardia lamblia	Giardiasis	Hombre, animales domésticos y silvestres
IV Helmintos		
Nemátodos		
Ascaris lumbricoides	Ascariasis	Hombre, cerdo
Ancylostoma duodenale	Ancylostomiasis	Hombre
Necator americanus	Necatoriasis	Hombre
Enterobius vermicularis	Enterobiasis	Hombre
Strongyloides stercoralis	Strongyloidiasis	Hombre, perro
Trichuris trichiura	Trichuriasis	Hombre
Cestodes		
Taenia saginata	Taeniasis	Hombre
Taenia solium	Taeniasis	Hombre
Hymenolepis nana	Taeniasis	Hombre, rata
Diphyllobothrium latum (hospedadores)	Difilobotriasis	Hombre, mamíferos ictiófagos
Trematodes		
Fasciolopsis buski	Fasciolopsiasis	Hombre, cerdo, perro
Clonorchis sinensis	Chloronoquiasis	Hombre, gato, perro, cerdo
Paragonimus (3 tipos)	Paragonimiasis	Hombre, gato, perro, cerdo, etc.
Schistosoma (3 tipos)	Esquistosomiasis	Hombre y primates

Cuadro 11.11.2

Períodos de Supervivencia de Ciertos Agentes Patógenos Excretados en el Suelo y las Superficies de los Cultivos a 20 - 30°C

Agente Patógeno	Período de Supervivencia	
	En los Suelos	En los Cultivos
<b>Virus</b>		
Enterovirus (*)	< 100, comúnmente < 20 días	< 60, comúnmente < 15 días
<b>Bacterias</b>		
Coliformes fecales	< 70, comúnmente < 20 días	< 30, comúnmente < 15 días
Salmonella spp	< 70, comúnmente < 20 días	< 30, comúnmente < 15 días
Vibrio cholera	< 20, comúnmente < 10 días	< 5, comúnmente < 2 días
<b>Protozoarios</b>		
Quistes de Entamoeba histolytica	< 20, comúnmente < 10 días	< 10, comúnmente 2 días
<b>Helmintos</b>		
Huevos de Ascaris lumbricoides	Muchos meses	< 60, comúnmente < 30 días
Larvas de Anquilostomas	< 90, comúnmente < 30 días	< 30, comúnmente < 10 días
Huevos de Taenia saginata	Muchos meses	< 60, comúnmente < 30 días
Huevos de Trichiuris Trichiura	Muchos meses	< 60, comúnmente < 30 días

(\*) Incluye poliovirus, echovirus coxsackievirus.

Fuente: FEACHEM, F. G. ET AL. Sanitation and Disease: Health of Scrteta and Wastewater Management. Chichester, John Wiley, 1983 (Citado en Referencia 12)

Cuadro 11.11.3

Riesgos para la Salud que Presenta la utilización de Excretas  
y Aguas Residuales no Tratadas en la Agricultura y Acuicultura

Clase de Patogeno	Grado Relativo de Exceso en la Frecuencia de la Infección o Enfermedad
<p>1. Nematodos intestinales:</p> <p>Ascaris Trichuris Ancylostoma Necator</p> <p>2. Infecciones bacterianas:</p> <p>Diarreas bacterianas (v. g. cólera) tifoidea</p> <p>3. Infecciones virales</p> <p>diarreas virales hepatitis A</p> <p>4. Infecciones producidas por trematodos y cestodos:</p> <p>esquistosomiasis clonorchiasis teniasis</p>	<p>Alto</p> <p>Menor</p> <p>Mínimo</p> <p>Entre alto y nulo, dependiendo de la la práctica particular en la utilización de las excretas y de las circunstancias locales</p>

Cuadro 11.11.4

Directrices Tentativas de Calidad Microbiológica  
Para el Reuso de Aguas Residuales en la Agricultura (1)

Clase de Patogeno	Nematodos Intestinales (2) (Número Geométrico medio de Huevos Viables por Litro)	Coliformes Fecales (Números Geométrico Medio por 100 ml)
Riego restringido (3)  Riego de árboles, cultivos industriales, cultivos de forrajes, árboles frutales y pastizales	$\leq 1$	no aplicable (3)
Riego no restringido  Riego de cultivos comesti- bles, campos deportivos, y parques públicos (4)	$\leq 1$	$\leq 1000$ (5)

(1) En casos específicos, deben tenerse en cuenta los factores epidemiológicos locales, sociocultura-  
les e hidrológicos para modificar las directrices de acuerdo a ellos.

(2) Ascaris, Trichuris y uncinaria.

(3) En todos los casos, se requiere de un grado mínimo de tratamiento equivalente a por lo menos una  
laguna anaeróbica de un día, seguida de una laguna facultativa de 5 días o su equivalente.

(4) Los factores epidemiológicos locales tal vez requieran de una norma más rigurosa cuando se trata  
de jardines públicos, especialmente los jardines de hoteles que están ubicados en áreas turísti-  
cas.

(5) En el caso que los cultivos comestibles siempre sean consumidos después de una cocción debida,  
esta recomendación puede ser menos estricta.

El límite establecido de 1000 coliformes fecales cada 100 ml está fundamentado en lo siguiente:

- La muerte natural de patógenos en los campos irrigados constituye una seguridad suplementaria para la reducción de los riesgos para la salud. Los rayos ultravioletas, la desecación y la competencia con otros microorganismos propios del suelo y los vegetales, proveen a menudo reducciones adicionales de patógenos del 90 al 99 %, pocos días después de la aplicación del líquido residual.

- Estudios de campo y de laboratorio indican que con 1000 coliformes fecales cada 100 ml prácticamente no hay patógenos detectables.

- En estudios realizados en ríos de todo el mundo se encontraron, en el 45 % de los casos, niveles de coliformes con concentraciones de 1000 cada 100 ml o mayores, y en el 15 % de los casos de 10000 o mayores.

- En aguas para practicar natación se aceptan niveles de coliformes fecales de 1000 cada 100 ml, o aún mayores, según las Normas que se consideren.

#### B.- Calidad Química y Agronómica

Los elementos que pueden presentar riesgos toxicológicos para la salud, se pueden clasificar en tres grupos tal como se detalla en el cuadro 11.11.5: "no críticos", "muy tóxicos y accesibles", y "tóxicos pero muy insolubles". El grupo de mayor importancia sanitaria es el segundo, y los tóxicos más frecuentemente encontrados en esquemas de reuso son: cobre, selenio, cadmio, mercurio y plomo.

Pueden tomarse como referencia los límites establecidos en el cuadro 11.11.6, tomado de las Normas de la República de México, país en el cual la práctica del reuso agrícola es muy antigua y extendida, hasta tanto se cuente con estudios realizados en nuestro país, sobre sistemas en funcionamiento. De todas maneras, se hace la salvedad que como los límites establecidos en ese cuadro, para algunos elementos, son más exigentes aún que los correspondientes a nuestras Normas de calidad de agua potable, los valores máximos a considerar serán los de esta última para:

Cloruros	= 700 mg/l
Sulfatos	= 400 mg/l
Nitratos	= 45 mg/l
Fluoruros	= 2 mg/l
Sólidos disueltos	= 2800 mg/l

En relación con los compuestos químicos, los de mayor importancia sanitaria son los detergentes, hidrocarburos aromáticos y alifáticos, pesticidas, hidrocarburos clorinados y compuestos relacionados.

#### **11.11.2.3.- Técnicas de Riego**

Se deberá tener en cuenta el tipo de cultivo a regar, las características del suelo y las posibilidades económicas.

El riego puede ser realizado de varias formas:

- Superficial por inundación: es el que requiere menores costos de infraestructura, pero el que ocasiona mayores desperdicios de agua (más del 50 %). Obliga a muy cuidadosas medidas de protección a los agricultores.

- Superficial por surcos: cuando los surcos no están pegados a los cultivos es recomendable, a pesar de que los desperdicios de agua son grandes (son menores que en el caso de riego por inundación). Debe buscarse disminuir al máximo los posibles contactos del agricultor con el líquido residual y los desperdicios de agua y tender a humedecer las raíces y no las plantas y frutos.

- Superficial por goteo: gran costo de instalación y bajo desperdicio de agua. Se requiere pretratamiento para evitar obstrucciones.

- Por aspersión: los desperdicios de agua son menores (aproximadamente el 30 %). Hay dudas sobre su riesgo sanitario, por lo que es prudente no aconsejarlo por el momento. Debe haber una distancia mínima desde la zona de riego hasta calles y viviendas (100 m).

- Subsuperficial: es costoso y complicado de operar por la posibilidad de obstrucciones, por lo cual no es recomendable.

El riego con líquido residual deberá suspenderse 30 días antes de la cosecha y 15 días antes de que los animales comiencen a pastar.

#### **11.11.2.4.- Tratamientos Aconsejables**

Los tratamientos convencionales de barros activados, zanjas de oxidación y lagunas aireadas, no producen efluentes con menos de 1000 coliformes fecales cada 100 ml y tampoco dan una efectiva remoción de helmintos.

Los tratamientos terciarios en general resultan complicados y costosos.



La desinfección, normalmente realizada mediante cloración, no es completamente exitosa en la práctica, debido a las dificultades para mantener una uniforme y predecible eficiencia de remoción. Por otra parte, no da seguridad en remoción de parásitos. Por ello, y por su alto costo, no es recomendable su utilización en el caso de reuso agrícola.

Para asegurar la calidad microbiológica de Engelberg (cuadro 11.11.4) para riego no restringido, en zonas tropicales y subtropicales es aconsejable la utilización de un sistema de 4 ó 5 lagunas de estabilización en serie con un tiempo total de retención de 20 días.

Para el caso de riego restringido, se propone el diseño de lagunas anaeróbicas y facultativas en serie conforme a los lineamientos fijados en las respectivas Normas. Deberá verificarse el decaimiento bacteriano, el que es función de la temperatura.

#### **11.11.2.5.- Características del Medio**

##### **A.- Clima**

Es determinante en la elección del cultivo y las necesidades de almacenamiento.

Son aconsejables climas secos, cálidos o semicálidos, con buen nivel de asoleamiento y vientos (para favorecer la evaporación).

La dirección predominante de los vientos tendrá importancia, para definir la localización de la zona a regar.

##### **B.- Topografía**

Debe tenerse en cuenta que la implementación del riego superficial, se dificulta para terrenos ondulados o con pendientes mayores al 20 % (por la posibilidad de erosión).

##### **C.- Suelos**

Deberán ser moderadamente permeables; no son apropiados los arcillosos e impermeables.

Desde el punto de vista de la supervivencia de los patógenos, son recomendables suelos secos, arenosos y con pH bajo, pero debe tenerse presente que si existe la posibilidad de que el líquido contenga metales pesados, el pH bajo facilita su solubilización y pueden incorporarse a la cadena alimentaria.

No es aconsejable el riego de zonas en que la napa freática se encuentre a menos de 2 m de profundidad, ni en zonas con acuíferos en explotación.

La Relación de Absorción de Sodio (RAS) no será superior a 10 miliequivalentes por litro.

#### 11.11.2.6.- Aspectos Socio-económicos

Teniendo en cuenta que los factores de comportamiento humano y la aceptación social son fundamentales para planificar un sistema de reuso de líquidos residuales tratados para la agricultura, deberá promoverse la educación sanitaria antes y durante la operación del sistema.

Se realizarán también, durante la etapa de operación, estudios epidemiológicos y toxicológicos (éstos últimos cuando se justifiquen), que permitan determinar los efectos producidos en la población como consecuencia de la aplicación del sistema y, comparando con otra población de similares características en la que no se utilice líquido residual para la agricultura, poder revisar los requisitos de diseño empleados.

Se tratarán de establecer, con el trabajo conjunto de epidemiólogos y sociólogos, los moldes culturales y laborales de las poblaciones objeto y de control, para poder establecer las rutas más probables de exposición a organismos patógenos. De esa forma se podrán aislar las relaciones causa-efecto y mejorar el conocimiento sobre los comportamientos profilácticos.

Deberá brindarse a los trabajadores agrícolas una adecuada protección con guantes y botas de goma proveyéndoles atención médica para el caso de enfermedades y controles periódicos.

#### 11.11.3.- Conclusiones

El reuso de líquidos cloacales tratados, con adecuados resguardos a la salud, ayuda a promover una reducción de la contaminación ambiental y a incrementar la producción agrícola, el ahorro de fertilizantes y el desarrollo de la forestación.

Es una alternativa a la que habría que darle prioridad antes de pasar al estudio del vuelco de los efluentes tratados a un cuerpo de agua.

Las medidas de protección a la salud pueden resumirse en tratamiento adecuado del líquido, restricción de cultivos, métodos de riego apropiados y control de población expuesta.

Las lagunas de estabilización resultan ser el tratamiento más apropiado, pero deberá continuar investigándose otras alternativas tecnológicas o variantes

sobre la misma, para los casos de altos costos de terrenos o topografía adversa.

Debe permitirse un desarrollo gradual de la práctica de reuso de líquidos residuales tratados, contemplando los aspectos sanitarios y económicos, pero sin caer en restricciones injusticadas que fomenten prácticas no controladas.

De esta forma se podrán realizar estudios epidemiológicos y toxicológicos, que serán de fundamental valor para una futura revisión de los criterios conocidos hasta ahora.

Debe profundizarse el conocimiento sobre los riesgos de causar enfermedades de los virus y protozoos en sistemas de reuso agrícola, y las metodologías para estudios epidemiológicos, ya que en las tradicionales suele ser difícil aislar la relación causa-efecto. Podría considerarse por ejemplo, la metodología propuesta por el CEPIS de uso de "marcadores epidemiológicos."

Cuadro 11.11.5

Categorías de Elementos en Relación con Riesgos Toxicológicos en el Agua

Elementos no críticos	Elementos muy Tóxicos y Accesibles	Elementos tóxicos pero muy Insolubles
Hierro (Fe)	Berilio (Be)	Titania (Ti)
Silicio (Si)	Cobalto (Co)	Hafnio (Hf)
Rubidio (Rb)	Niquel (Ni)	Circonio (Zr)
Aluminio (Al)	Cobre (Cu) *	Rhenio (Re)
Sodio (Na)	Zinc (Zn)	Tungsteno (W)
Potasio (K)	Estaño (Sn)	
Magnesio (Mg)	Arsénico (As)	Tantalio (Ta)
Calcio (Ca)	Selenio (Se)	Galio (Ga)
Fósforo (P)	Telurio (Te)	Lantano (La)
Azufre (S)	Paladio (Pd)	Iridio (Ir)
Cloro (Cl)	Plata (Ag)	Osmio (Os)
Bromo (Br)	Cadmio (Cd) *	Rutenio (Ru)
Flúor (F)	Platino (Pt)	Bario (Ba)
Litio (Li)	Oro (Au)	
Estroncio (Sr)	Mercurio (Hg)	
	Talio (Tl)	
	Plomo (Pb)	
	Antimonio (Sb)	
	Bismuto (Bi)	
	Cromo (Cr)	

\* De mayor importancia en aguas residuales

Cuadro 11.11.6

Límites Máximos de la Calidad de las Aguas Residuales  
para el Riego Agrícola.

Niveles máximo en mg/l, excepto cuando se indique otra unidad.

Acrofenia	0.1
Aldrin	0.02
Aluminio	5.0
Antimonio	0.1
Arsénico	0.1
Bicarbonatos	100.0
Berilio	0.1
Boro	0.7
Cadmio	0.01
Carbonato de sodio residual (mg/l)	2.5
Cianuro	0.02
Clordano	0.003
Cloruros	147.5
Cobre	0.20
Conductividad eléctrica ( $\mu$ mho/cm)	1000.0
Cromo hexavalente	1.0
D D E	0.04
Dieldrin	0.02
Hierro	5.0
Fluoruros (como F)	1.0
Fosfato total	5.0
Heptacloro	0.02
Níquel	0.2
Nitratos	30.0
Nitrógeno total Kjeldahl	30.0
Plomo	5.0
Potasio	250.0
Potencial de hidrógeno	4.5 - 9
Relación de absorción de sodio (RAS)	< 18.0
Salinidad efectiva	15.0
Salinidad potencial	15.0
Selenio (como selenato)	0.02
Sodio	250.0
Sólidos disueltos	500.0
Sólidos suspendidos	50.0
Sulfatos	130.0
Toxafeno	0.005
Zinc	2.0
Radioactividad:	
Alfa total (Bq/l)	
Beta total (Bq/l)	

## **11.12.- RECARGA DE ACUIFEROS**

### **11.12.1.- Definición y Objetivos de la Recarga Artificial**

Es el conjunto de acciones que producen un incremento local de la cantidad de agua que ingresa en los acuíferos. En un sentido amplio no sólo comprende las obras planificadas y operadas a tal fin, sino también la recarga incidental que ocurre en otras actividades, por ejemplo irrigación agrícola, pérdidas de cañerías de agua y de cloacas, pozos ciegos, lagunas de aguas residuales, corrección de torrentes, etc.

Técnicas de recarga artificial del agua subterránea se han usado desde más de 200 años con una variedad de propósitos. Estos incluyen a los siguientes:

- Aumentar la cantidad de agua subterránea disponible.
- Reducir o eliminar el descenso del nivel de agua subterránea.
- Almacenar excedentes de agua superficial.
- Depurar el agua que se recarga por su permanencia prolongada en el subsuelo.
- Combatir la intrusión marina y/o la contaminación creando barreras hidráulicas apropiadas.
- Diluir las aguas existentes en el acuífero.
- Evacuar aguas residuales.
- Reducir la subsidencia del terreno por exceso de bombeo.
- Utilizar el acuífero como conducto de distribución de nuevas aguas, cuando ya existe una red apropiada de extracción.
- Recuperación secundaria de petróleo.

Según Bourget (1971, en Custodio y Llamas, 1976), en cifras redondas, en el 75 % de los casos se pretende principalmente uno de los 4 primeros objetivos (sin considerar la recuperación secundaria de petróleo).

### **11.12.2.- Métodos de Recarga Artificial**

En primer lugar debe distinguirse entre recarga inducida o indirecta y recarga artificial propiamente dicha.

La recarga inducida se logra creando condiciones más favorables para la infiltración natural. El método más

importante es la sobreexplotación controlada de un acuífero junto a un río o lago, provocando un gradiente hidráulico del agua superficial a la captación de agua subterránea para producir una mayor afluencia de agua. La percolación del agua superficial a través de los sedimentos aluviales del valle produce una mejora en la calidad del agua. El factor controlante, además de la cantidad y calidad del agua superficial, es la permeabilidad de los sedimentos aluviales y de los depósitos en el fondo del río o lago. Este sistema es muy común en Europa, donde la explotación se hace mediante drenes, pozos verticales o pozos de drenes radiales desde muchas décadas.

Otros métodos pueden consistir en preparar superficies de forma adecuada, como creación de terrazas, acondicionamiento de cauces de río, etc..

La recarga artificial propiamente dicha consiste en construir dispositivos especialmente diseñados para ese fin.

Ellos pueden clasificarse en:

- a) Sistemas de recarga en superficie.
- b) Sistemas de recarga en profundidad
- c) Sistemas mixtos, compuestos por elementos de los dos sistemas.

#### **11.12.2.1.- Sistemas de Recarga en Superficie**

Son útiles en casos de acuíferos libre y en la ausencia de capas poco permeables próximos a la superficie.

Consisten en extender el agua cubriendo una gran superficie de terreno a través de la cual puede infiltrarse. Los principales factores que controlan la cantidad de recarga artificial son:

- 1) tiempo de contacto del agua,
- 2) permeabilidad del suelo y subsuelo
- 3) superficie de inundación.

Algunos de los métodos de Recarga Artificial son los siguientes:

- a) Inundación.

Requiere terrenos de pendiente muy suave o casi horizontales y de considerable extensión. Por ellos se hace fluir una delgada lámina de agua, manteniendo la velocidad al mínimo para reducir la erosión. El excedente de agua se

recolecta agua abajo del campo para su evacuación o retorno al sistema.

b) Irrigación.

El agua no consumida por las plantas puede agregar considerables cantidades de agua al reservorio subterráneo, especialmente cuando existe sobre-irrigación y en la época sin crecimiento vegetal.

c) Zanjas y surcos.

Consiste en hacer circular el agua por surcos que siguen suavemente la pendiente del terreno. Pueden irse ramificando arborescentemente a partir de un canal de alimentación o tener una zanja central y una serie de surcos laterales oblicuos a la misma. Terminan en un canal colector para evacuar el agua no infiltrada, a fin de mantener una velocidad de circulación tal que no permita la sedimentación del material fino en suspensión. Probablemente sea el método más sencillo, pero presenta el inconveniente de necesitar una gran superficie ya que solamente un 10 a 20 % de ella es inundada.

d) Piletas.

Son probablemente los dispositivos de infiltración más frecuentes, debido tanto a su sencillez de construcción y mantenimiento como al buen aprovechamiento del terreno disponible. Pueden construirse excavando el terreno o levantando pequeñas presas en superficie. Son poco profundas y su superficie comunmente varía entre una fracción de hectárea y unas 10 Ha. El caudal de recarga está relacionado directamente a la permeabilidad de los materiales entre el piso de la pileta y la superficie freática.

e) Fosas.

Cuando los horizontes superficiales son de permeabilidad demasiado baja y el nivel freático es relativamente profundo, la recarga artificial puede efectuarse mediante fosas. Son estas simples excavaciones que atraviesan las capas de baja permeabilidad y penetran considerablemente los materiales permeables subyacentes, como si fueran piletas donde la profundidad es importante en relación a las otras dimensiones. Muchas veces se han aprovechado excavaciones preexistentes, por ejemplo canteras. Su ventaja, además de atravesar zonas poco permeables, reside en que son fáciles y económicas de construir y requieren relativamente poco mantenimiento. Esto último debido a que la colmatación por sedimentación se produce en el fondo mientras las paredes continúan infiltrando.

#### 11.12.2.2.- Sistemas de Recarga en Profundidad

Estos son esencialmente los pozos verticales, aunque también se emplean pozos de drenes radiales. Los pozos de recarga son necesarios para alcanzar acuíferos profundos y cuando el subsuelo está constituido por una alternancia de horizontes permeables e impermeables. En muchos aspectos son similares a los pozos de abastecimiento de agua, excepto que el agua es inyectada en vez de extraída. Son entubados hasta el acuífero y con filtros en éste. A veces varias cañerías son instaladas en una misma perforación permitiendo la recarga de varios acuíferos al mismo tiempo.

En comparación con otros métodos de recarga artificial, los pozos generalmente son más costosos, tanto en su construcción como en su mantenimiento. Excepto en acuífero muy permeables (gravas limpias, calizas cársticas, basaltos fisurados, etc.) su mayor desventaja, fuera del costo, es su tendencia a la colmatación por la acumulación de sedimentos finos y reacciones químicas y biológicas en el acuífero adyacente al pozo. De ahí que la calidad del agua de inyección sea de primerísima importancia.

Sus ventajas principales son su capacidad de alcanzar acuíferos profundos debajo de capas impermeables y sus reducidas necesidades de espacio.

El sistema de los pozos de recarga es el que frecuentemente se usa para una variedad de fines diferentes del mejoramiento de los acuíferos, como ser recuperación secundaria de petróleo, evacuación de residuos y drenaje.

#### 11.12.2.3.- Sistemas Mixtos de Recarga

Como el mayor problema de los sistemas superficiales es la presencia de horizontes poco permeables en el subsuelo y el de los pozos de recarga la pureza del agua de recarga, un sistema mixto podría ser la solución de ambos.

Un sistema mixto propiamente dicho utiliza el primer acuífero como filtro y un segundo como receptor final. El agua es infiltrada mediante piletas a un primer acuífero y los pozos la captan en éste y la conducen al segundo. Cuando el primer acuífero es de poco espesor, la captación también puede efectuarse mediante drenes del tipo agrícola, lo que permite por ejemplo solucionar el problema de la formación de acuífero colgante entre la pileta de infiltración y el acuífero freático.

Un método diferente consiste en combinar pozos de recarga con fosas rellenas de grava. Esta actúa así como prefiltro y puede fácilmente ser reacondicionada cuando se colmata, pero su efecto filtrante es menor que la de un suelo natural, especialmente en el aspecto químico y biológico.



### 11.12.3.- Otros Aspectos de la Recarga Artificial de Acuíferos

Para todos los demás temas vinculados a la recarga artificial de acuíferos, como ser Aspectos Hidráulicos, Funcionamiento de los Sistemas de Recarga, Calidad del Agua, etc. se aplican los principios expuestos en el numeral 6.2.- Cuerpos Receptores Subterráneos.

### 11.13.- TRATAMIENTOS TERCIARIOS DE EFLUENTES

La descarga masiva de nutrientes biológicos como el nitrógeno y el fósforo favorecen el desarrollo de plantas acuáticas en los cuerpos receptores. Este fenómeno se conoce como proceso de eutroficación y tiene lugar particularmente en los cuerpos de agua con altos tiempos de permanencia hidráulica como embalses, lagos e inclusive zonas marinas con escasa renovación de agua.

La eutroficación ha sido descripta en forma metafórica como el envejecimiento de los lagos. La etimología de la palabra que designa al fenómeno nos remite a sus causas: del griego eu -bien, trophe-alimentación. Si bien este proceso es natural, la velocidad con que se desarrolla guarda estrecha relación con la disponibilidad de macro (carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, fósforo, azufre, potasio, magnesio y calcio) y micro nutrientes (hierro, boro, zinc, cobre, molibdeno, manganeso, cobalto, sodio y cloro). Entre el numeroso grupo de elementos que promueven la eutroficación, solamente el fósforo y, en alguna medida el nitrógeno, constituyen factores limitantes.

En la síntesis biológica de los ácidos nucleicos, enzimas y proteínas, se necesita un aporte de energía para la formación de los enlaces químicos. Este requerimiento se satisface por el exceso de energía generado en el proceso de fotosíntesis, el cual se almacena a través de la formación de adenosina trifosfato (ATP), la cual actúa como sistema acumulador. La energía así almacenada queda entonces disponible para la biosíntesis. Este papel de acumulador de energía en la forma de ATP es una de las importantes funciones que desempeña el fósforo.

Otro de los roles básicos del fósforo es el de proveer, como uno de los elementos del fosfato presente en el ácido nucleico, el enlace crítico entre los nucleótidos que constituyen el ácido nucleico. Estas dos importantísimas funciones en la formación de moléculas orgánicas esenciales para la vida tanto animal como vegetal, hacen del fósforo un elemento clave en el control del proceso de eutroficación de las aguas.

Las tecnologías utilizadas para el control del contenido de nitrógeno y fósforo en los vuelcos de aguas residuales se encuentran comprendidas bajo la denominación de tratamientos terciarios. A fin de poder analizar los diferentes procesos con sus correspondientes fundamentos, se los clasifica en fisico-químicos y biológicos.

#### 11.13.1.- Procesos Físico-químicos

Los procesos fisico-químicos más utilizados en la remoción de nutrientes presentes en aguas residuales domésticas son la coagulación-floculación y, en menor medida,

el despojamiento con aire (stripping) y la filtración. En este capítulo se clasificarán estas tecnologías según se utilicen para la remoción de fósforo o nitrógeno. No obstante, se debe reconocer que en el proceso de despojamiento con aire (stripping) la remoción de ambos elementos es consecutiva.

#### 11.13.1.1.- Remoción de Fósforo

La concentración típica de fósforo total en agua residual de origen doméstico oscila entre 7 y 10 mgP/L, de los cuales, alrededor de la mitad se debe a la presencia de detergentes. En el cuadro 11.13.1 se muestran las proporciones típicas que asumen las diferentes especies que contienen fósforo y se encuentran en las aguas cloacales urbanas.

Cuadro 11.13.1

Concentraciones típicas aproximadas de las especies de fósforo en agua cloacal de origen doméstico.  
(Eckenfelder, 1980)

Forma del fosfato	Concentración (mgP/L)
Total	10
Orto	5
Tripoli	3
Piro	1
Orgánico	1

La reformulación de detergentes de uso doméstico ha demostrado ser una medida útil en la reducción de la carga de fósforo que ingresa a las plantas de tratamiento. Aplicando esta política en Canadá y en U.S.A., se consiguió llevar las concentraciones medias de fósforo total en el líquido cloacal de entrada al rango 5,5 - 5,7 mgP/L.

Utilizando procesos de coagulación-floculación, el fósforo puede removerse del agua residual mediante precipitación química con sales de aluminio, hierro, calcio y polielectrólitos.

#### A.- Coagulación - floculación

La coagulación ha sido definida como la adición de productos químicos a una dispersión coloidal a fin de

desestabilizarla, atenuando las fuerzas que tienden a mantener las partículas separadas.

La coagulación involucra la disminución de las cargas superficiales de las partículas y la formación de óxidos hidratados complejos. Este proceso permite formar suspensiones floculentas de compuestos que atrapan al contaminante deseado, o bien la formación de un precipitado insoluble del propio contaminante. Un ejemplo del primer caso es la remoción del fósforo que forma parte de los sólidos suspendidos en el líquido tratado. El segundo caso corresponde a la precipitación del fósforo disuelto.

Inicialmente, la etapa de coagulación se produce en forma casi instantánea y las partículas formadas son generalmente sub-microscópicas. Luego, las partículas coloidales comienzan a aglomerarse formando sólidos de mayor tamaño y peso. Esta segunda fase se conoce como floculación. Mientras que en la coagulación intervienen fuerzas electrostáticas de naturaleza interiónica, la floculación se debe a la formación de puentes de tipo químico entre las partículas o a la captación y arrastre de las mismas por mecanismos físicos. Una vez que la suspensión ha sido desestabilizada y la floculación ha producido partículas mayores, éstas pueden separarse mediante flotación, sedimentación o filtración. El método de separación más utilizado es la sedimentación. Sin embargo, cuando la eficiencia requerida en la remoción de nutrientes es elevada, especialmente para el fósforo, se puede recurrir a la filtración del agua residual tratada antes de su vuelco.

Las partículas coloidales se mantienen en una suspensión estable debido a la formación de capas iónicas superficiales que constituyen una verdadera barrera protectora. Estas capas iónicas acompañan a la partícula en su movimiento a través de la solución y le impiden su contacto con otras.

Si una partícula coloidal se coloca en una solución de electrólito y se hace pasar una corriente eléctrica a través de ésta, la partícula será atraída, según sea su carga de superficie, hacia uno u otro de los electrodos, arrastrando consigo una nube de iones. El potencial en la superficie de la nube, llamada superficie de cizalladura, se denomina potencial zeta, tal como se indica en la figura 11.13.1.

El potencial zeta da una medida de la estabilidad de la partícula e indica el potencial requerido para penetrar la capa iónica que la rodea a fin de desestabilizarla. Cuanto mayor sea el potencial  $z$ , mayor será la estabilidad de la partícula. El objetivo de la coagulación es reducir este potencial mediante la adición de productos químicos con iones específicos y luego inducir movimiento a las partículas desestabilizadas a fin de que se aglomeren. En el cuadro 11.13.2 se indican los coagulantes más empleados.

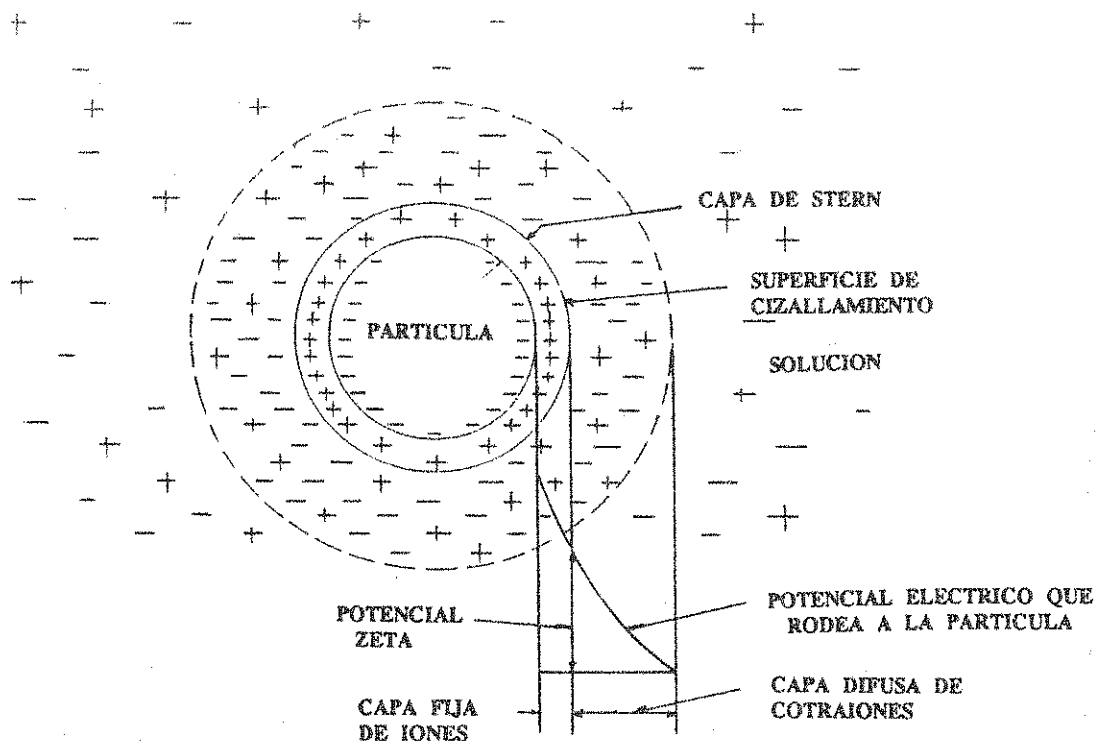


Figura 11.13.1

Esquema conceptual del potencial Z

## B.- Filtración

La filtración es una operación que consiste en hacer pasar agua residual a través de un medio filtrante, tal como arena u otros, a fin de remover la materia suspendida. Los sólidos suspendidos quedan retenidos en el lecho filtrante por fuerzas de corte y de adsorción. La importancia de la adsorción depende del potencial zeta de los sólidos suspendidos y del medio filtrante. Dado que las partículas que normalmente se encuentran en las aguas residuales son muy variables en tamaño y carga superficial, algunas de ellas podrán atravesar el manto filtrante. De este modo, la eficiencia de la filtración vendrá dada por:

- La concentración y característica de los sólidos en suspensión.
- El tipo de medio filtrante y los coadyuvantes de filtración utilizados.
- El método de operación del filtro.

## Coagulantes y condiciones de aplicación

Coagulante	Rango de la dosis (mg/L)	pH	Aplicación
Cal $\text{Ca (OH)}_2$	150-500	9,0-11,0	Para agua residual con baja alcalinidad y contenido de fósforo alto y variable.
Sulfato de aluminio $\text{Al}_2 (\text{SO}_4)_3 \cdot 14 \text{ H}_2\text{O}$	75-250	4,5-7,0	Para agua residual con alta alcalinidad y contenido de fósforo bajo y estable.
Cloruro férrico/ferroso $\text{Fe Cl}_3/\text{Fe Cl}_2$	35-150	4,0-7,0	Para agua residual con alta alcalinidad y contenido de fósforo bajo y estable, donde el
Sulfato ferroso $\text{Fe SO}_4 \cdot 7 \text{ H}_2\text{O}$	70-200	4,0-7,0	Contenido de hierro residual en el efluente tratado sea admisible o controlable.
Polímeros Catiónicos	2-5	sin cambio	Coadyuvante de coagulantes metálicos.
Polímeros Aniónicos y no iónicos	0,25-1,0	sin cambio	Coadyuvante para acelerar la coagulación, la sedimentación y mejorar la resistencia del floc en la filtración

El objetivo de la filtración en un tratamiento terciario para la remoción de nutrientes es la retención de los sólidos suspendidos provenientes de un efluente secundario con o sin adición de coagulantes. Por ejemplo, el efluente de una coagulación terciaria seguida de sedimentación tendrá habitualmente un contenido de sólidos suspendidos de 3 a 5 mg/L y 0,5 a 1 mg/L de fósforo. Aplicando una filtración eficiente, es posible obtener un efluente sin sólidos suspendidos y con un tenor de fósforo de 0,1 mg/L o menor. Cuando se filtra el efluente de un proceso de barros activados, sin adición de coagulantes, el contenido de sólidos puede pasar típicamente de 20-25 mg/L a 5-10 mg/L.

Normalmente la filtración de un agua residual se realiza haciéndola pasar a través de un lecho granular de 0,60 a 0,90 m de profundidad, constituido por partículas de un diámetro menor a 1,5 mm. No obstante, pueden emplearse

lechos más profundos con partículas más gruesas para alcanzar resultados similares. La figura 11.13.2 muestra un esquema de un filtro de arena típico.

La naturaleza gelatinosa de los sólidos suspendidos generalmente lleva a la rápida colmatación de los filtros de arena convencionales. Los filtros más modernos trabajan con dos o tres capas de materiales distintos, de granulometría y peso específico diferentes. Habitualmente, en los filtros duales se emplea antracita y arena. Estos materiales se ordenan de tal forma que en la parte superior se dispone la capa de material más grueso y liviano, y a medida que se atraviesa el lecho filtrante las partículas se van haciendo gradualmente más finas.

La antracita constituye la capa superior del medio filtrante, con un espesor de entre 0,45 y 0,60 m; el manto de arena normalmente se aproxima a los 0,30 m. El diámetro de la antracita se selecciona para remover entre el 75 y 90% del total de sólidos suspendidos que ingresan al filtro mientras que la arena retiene la fracción restante. De este modo, se consigue un óptimo aprovechamiento de la superficie del filtro, aumentando el tiempo de operación entre lavados, el cual se denomina carrera del filtro. En general, los filtros se diseñan para carreras de entre 12 y 18 ó más horas de duración.

Los filtros de lecho granular funcionan por gravedad o a presión. En el primer caso pueden trabajar de dos formas: con régimen constante, lograble mediante el control del caudal de alimentación o bien, con régimen declinante con cuatro o más unidades conectadas por un canal de alimentación común. Para alcanzar régimen constante se utiliza una pérdida de carga artificial generada por un regulador de caudal. A medida que se van reteniendo sólidos suspendidos en el filtro, su pérdida de carga aumenta, entonces la pérdida de carga artificial en el regulador de caudal se va disminuyendo a fin de que la pérdida de carga total del sistema se mantenga constante.

Cuando se opera con régimen declinante, la disminución de caudal en un filtro debida al aumento de la pérdida de carga en él, produce como consecuencia, el aumento de nivel en el canal alimentador común. Por lo tanto, en las demás unidades se incrementan la presión y el caudal. El rango típico de cargas superficiales en el cual se operan normalmente los filtros oscila entre 0,08 y 0,24  $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$ . Este último valor se adopta como la carga superficial máxima admisible y se utiliza cuando una de las unidades está fuera de servicio. Se considera que el filtro termina su carrera cuando alcanza la pérdida de carga máxima admisible o bien cuando en el efluente del mismo aparece un exceso de sólidos suspendidos. El filtro se lava con una contracorriente de

agua tratada, cuyo volumen es inferior al 5% del total de agua procesada. Generalmente se puede hacer más eficiente el lavado del lecho filtrante utilizando además aire comprimido. El agua de lavado se recircula a la planta de tratamiento. La figura 11.13.3 muestra la operación de un filtro a presión.

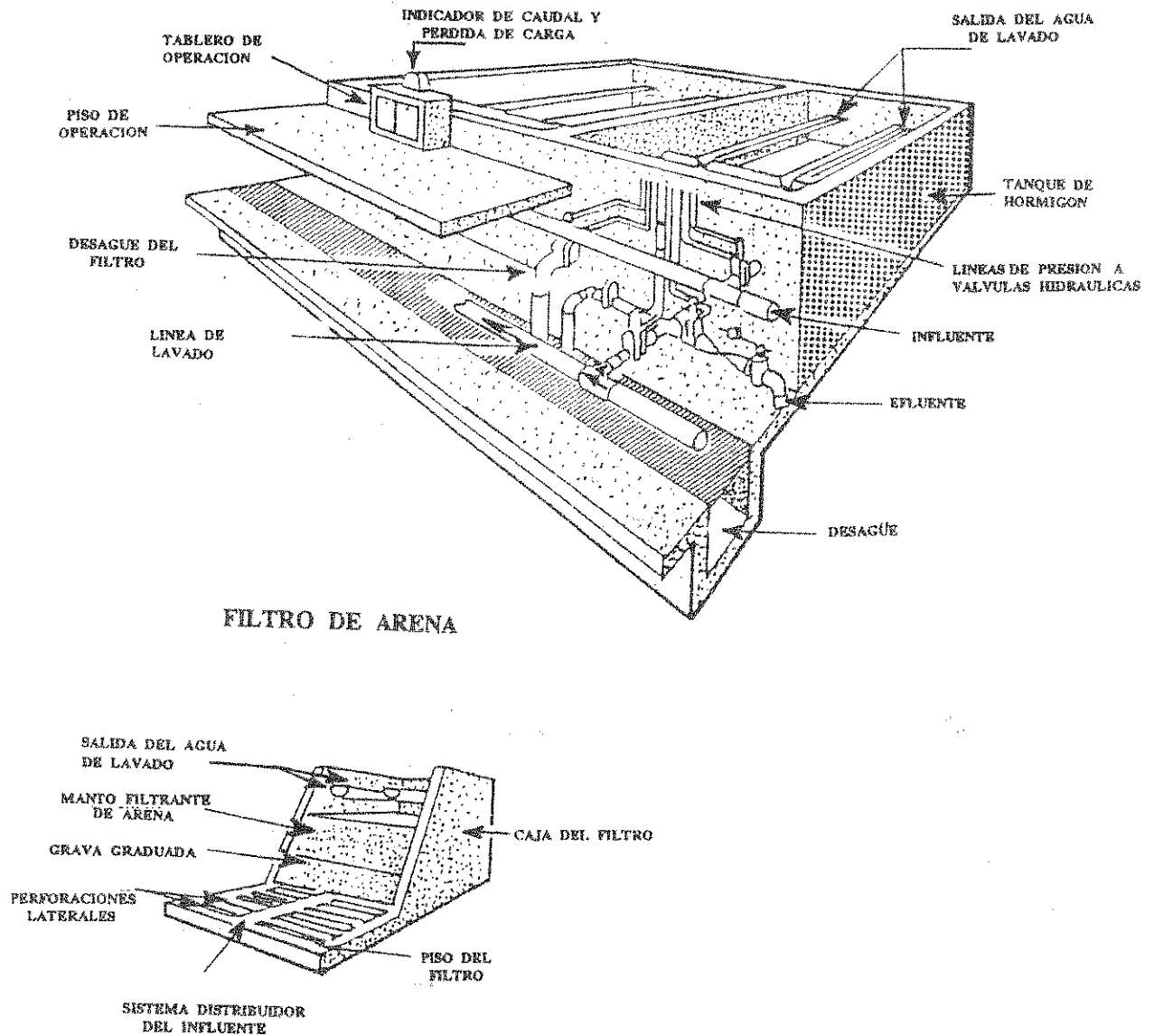


Figura 11.13.2

Filtro de arena





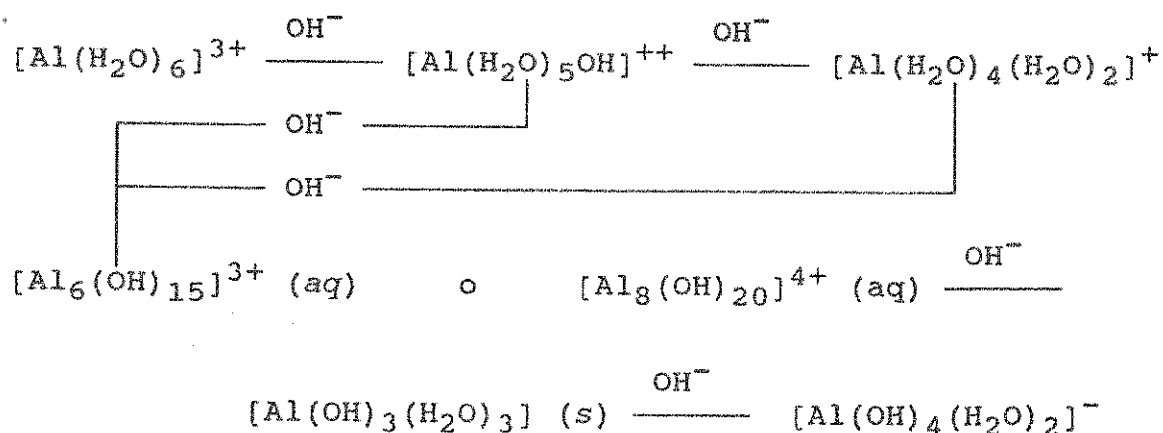
## C.- Precipitación con Sales de Aluminio

Al adicionarse sales de aluminio a un agua residual que contiene fosfatos, se produce su precipitación química de acuerdo con la siguiente reacción:



En principio, un mol de aluminio precipitaría un mol de fosfato. Sin embargo, esta reacción es engañosamente simple, debiendo considerarse una serie de reacciones secundarias asociadas.

La agregación de las partículas producida por el sulfato de aluminio es un proceso complejo. En el pasado se creía que el catión  $\text{Al}^{3+}$  era el responsable de los efectos observados durante la aglomeración de las partículas. Sin embargo, se sabe ahora que los causantes son sus productos de hidrólisis. A continuación se muestra un modelo de reacción hipotético propuesto por Stumm:



Las combinaciones posibles de los diversos productos de hidrólisis son innumerables. Sin embargo, lo importante es percibir que uno o más de los productos de la hidrólisis pueden causar la acción observada con el aluminio.

Por otra parte, se debe tener en cuenta que como las reacciones de hidrólisis siguen un proceso por etapas, la efectividad del coagulante varía con el tiempo. Por ejemplo una solución de sulfato de aluminio preparada y almacenada durante un cierto tiempo se comportará de modo diferente a una solución recién preparada cuando se adicione al agua residual a tratar.

El contenido de fósforo residual después del tratamiento con sales de aluminio es función del pH y la relación Al/P. El precipitado presenta generalmente un aspecto amorfo y está constituido por una mezcla de hidróxido

de aluminio,  $\text{Al}(\text{OH})_3$ , y fosfato de aluminio,  $\text{AlPO}_4$ . La figura 11.13.4 muestra la remoción de fósforo en función del pH y la relación Al/P.

Para alcanzar la solubilidad deseada dentro del rango de pH entre 6,0 - 6,5, la relación molar de la dosis a utilizar es de 1,5 a 3,0 moles de aluminio por mol de fósforo total. Si el agua a tratar es alcalina, el pH debería disminuirse antes de la adición de la sal de aluminio para minimizar el precipitado de hidróxido de aluminio,  $\text{Al}(\text{OH})_3$ .

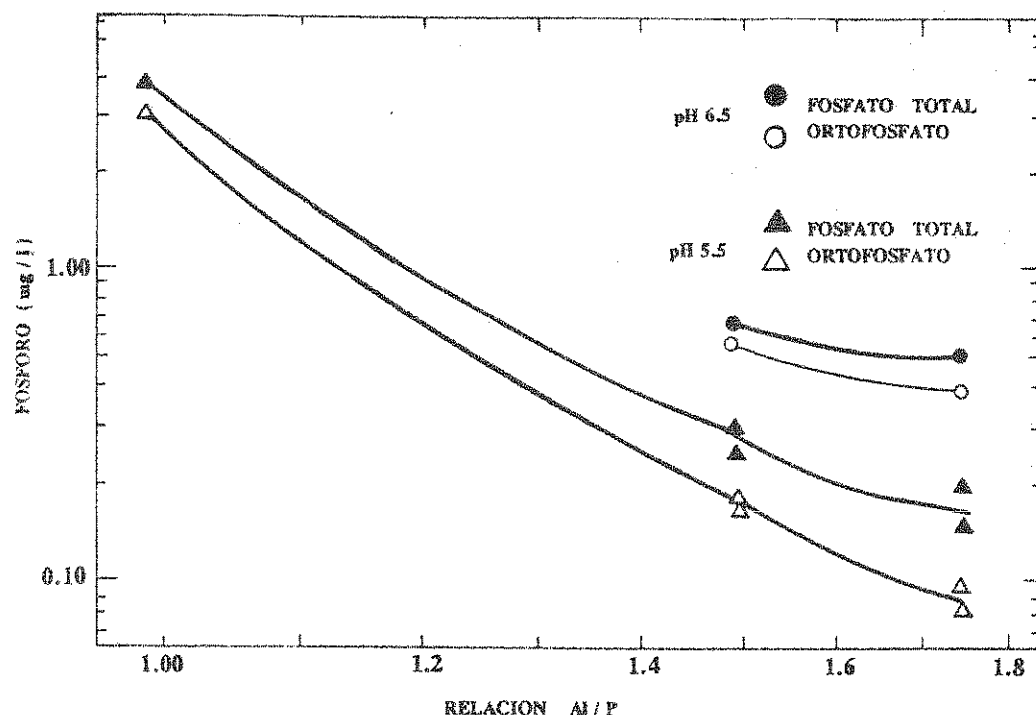
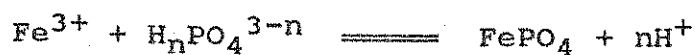


Figura 11.13.4

Concentración de fósforo en el efluente en función de la relación molar Al/P Y el pH.

#### D.- Precipitación con Sales de Hierro

La acción química del hierro puede describirse mediante la siguiente ecuación:



Sin embargo, la reacción real se complica por la coexistencia del ion ferroso,  $\text{Fe}^{+2}$ , y del ion férrico,  $\text{Fe}^{+3}$ , el cual depende del nivel de oxígeno disuelto, el pH, la catálisis biológica, y la presencia de azufre y carbonatos. La solubilidad del fósforo respecto del fosfato férrico ( $\text{FePO}_4$ ), el fosfato de aluminio ( $\text{AlPO}_4$ ), y el sistema calcita ( $\text{CaCO}_3$ ) - apatita [ $\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3$ .Cation monovalente] se muestra en los diagramas de equilibrio de la figura 11.13.5. En ellos pueden identificarse los rangos de pH óptimos de precipitación para el hierro, el aluminio y el calcio.

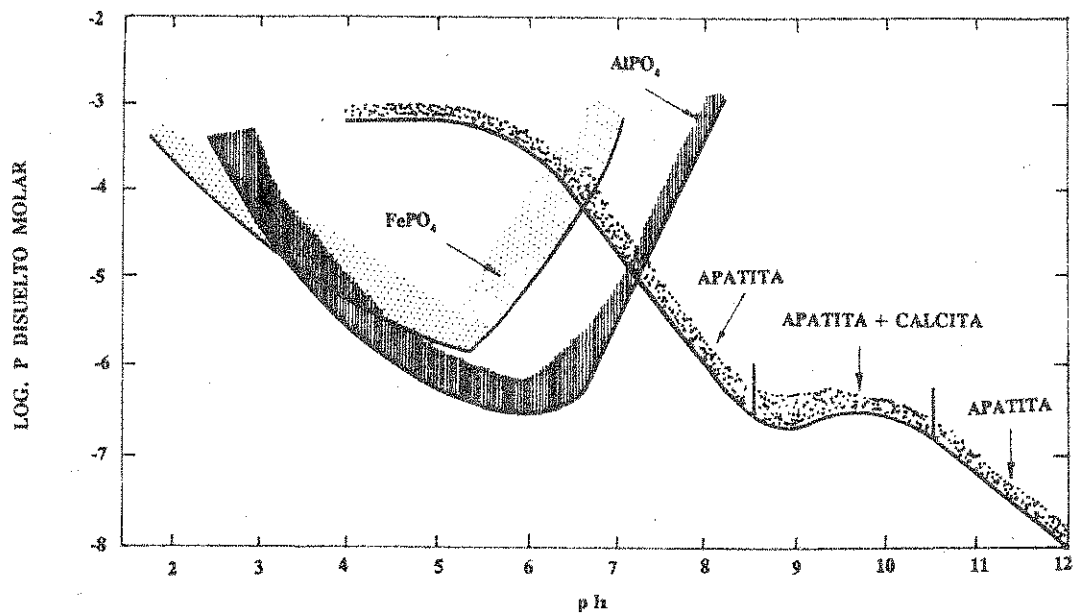


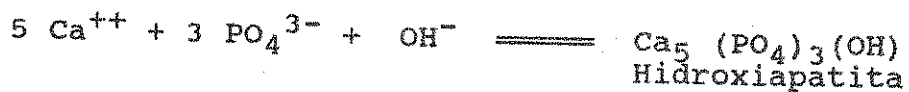
Figura 11.13.5

Diagrama de solubilidad de equilibrio para Fe, Al y fósforo

La utilización de sales de hierro presenta la desventaja de algún contenido residual de ese metal en el efluente. La dosis de coagulante puede oscilar entre 2,0 y 5,0 moles de ion ferroso ( $\text{Fe}^{++}$ ) por mol de fósforo. Dado que el pH óptimo de precipitación es aproximadamente 5,0, cuando se trabaja con valores de pH cercanos a la neutralidad se pueden producir precipitados coloidales que requieran la adición de algún polímero para obtener una concentración de fósforo residual total mínima.

## E.- Precipitación con Sales de Calcio

El comportamiento químico de la cal al precipitar fosfato difiere notablemente del descripto anteriormente para el aluminio y el hierro. Cuando se adiciona cal al agua, reacciona con la alcalinidad natural debida a bicarbonatos, para precipitar carbonato de calcio ( $\text{CaCO}_3$ ). Como consecuencia, la cantidad de cal requerida es, en general, independiente de la cantidad de fósforo a remover y depende esencialmente de la alcalinidad del agua residual a tratar. Luego, los iones calcio en exceso reaccionarán con el fósforo de acuerdo con la siguiente ecuación:



En las condiciones y concentraciones habitualmente encontradas en las aguas residuales, las formas estables del fosfato de calcio son la hidroxiapatita y la fluorapatita ( $\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{F}$ ).

Las sales de calcio precipitan el fósforo llevándolo a valores residuales cada vez más bajos a medida que aumenta el pH del medio. A diferencia de los precipitados de aluminio y hierro, las partículas de fosfato de calcio se nuclean y crecen muy lentamente, en especial a pH neutro. La cinética de la precipitación del fosfato de calcio tiene por lo tanto, gran influencia sobre los valores residuales alcanzados en el líquido tratado. En términos generales, pueden identificarse cuatro etapas para este proceso: inducción, formación de núcleos, fase de transformación y crecimiento de cristales. La figura 11.13.6 muestra un esquema conceptual de la cinética de este proceso.

Una solución sobresaturada puede atravesar por un cierto período de inducción antes de que tenga lugar la disminución evidente de la concentración de fosfato disuelto. Luego, puede producirse la precipitación para formar una fase amorfa y metaestable con la correspondiente remoción de fósforo de la solución. Esta fase metaestable pasa por una fase de transformación que conduce posteriormente a la etapa estable de crecimiento cristalino. Durante la etapa de transformación no hay remoción de fosfato. Finalmente, los cristales estables crecen a expensas de la fase metaestable y de los componentes de la solución. En esta etapa se registra una remoción adicional de fosfato.

La extensión en el tiempo y las concentraciones a las que tienen lugar estas etapas dependen de condiciones tales como: pH, concentración del reactante, temperatura, presencia de otros aniones y cationes, presencia de nucleos cristalinos, etc.

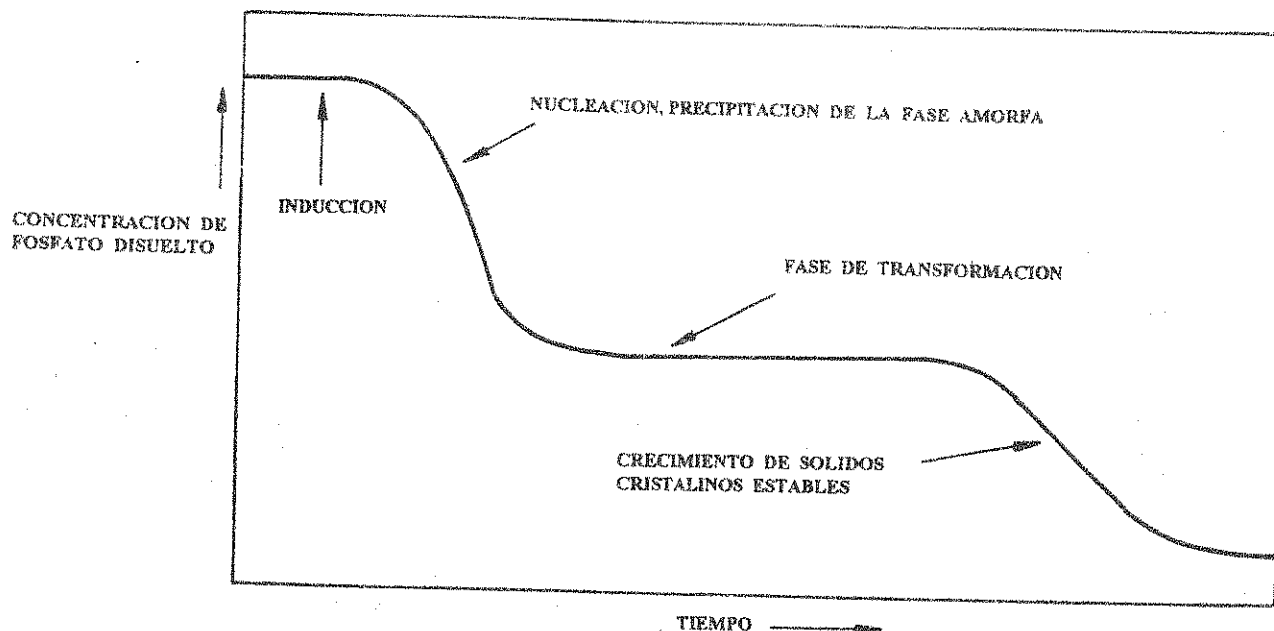


Figura 11.13.6

#### Esquema de la cinética del proceso de precipitación

Algunas de las fases señaladas puede eliminarse completamente. Por ejemplo, la adición de sólidos cristalinos previamente formados, permite soslayar las tres primeras etapas y el crecimiento cristalino comienza en forma inmediata. De aquí se desprende que la recirculación de barros resulta ventajosa, ya que acorta el proceso y facilita la reducción de la dosis de coagulante.

A continuación del tratamiento de un efluente secundario con cal para la precipitación de fosfato, normalmente se sedimenta el efluente y luego se lo somete a una etapa de recarbonatación con el objeto de ajustar su pH. Se ha observado que el limitante de la eficiencia de este tratamiento terciario es la sedimentación ya que las partículas que contienen fósforo escapan de la unidad clarificadora se disuelven rápidamente en la fase de recarbonatación. Cuando se requiera prevenir este tipo de fugas puede ser necesario intercalar una etapa de filtración antes de la recarbonatación.

Durante los últimos años se han realizado investigaciones tratando de operar reactores de lecho fijo y lecho fluidizado a escalas piloto y demostrativa en la fase de cristalización (Joko, 1984; van Dijk y otros, 1984). Los resultados obtenidos prometen contar en el futuro con tecnologías que alcancen niveles residuales de fosfato por debajo de 1 mgP/L y escasa generación de barro residual a disponer.

## F.- Aplicación de la precipitación química en la Remoción de Fósforo

En los numerales anteriores, se ha descripto brevemente el comportamiento químico de los coagulantes habitualmente empleados en la remoción de fósforo. La adición de estos productos químicos para realizar la coagulación-floculación puede efectuarse en diferentes puntos del proceso de tratamiento de acuerdo con el objetivo a alcanzar.

Dependiendo del lugar donde se realice la precipitación del fósforo, se puede diferenciar entre: precipitación previa, coprecipitación y precipitación posterior. La selección de la variante a emplear, depende, entre otros factores, del límite de vuelco a alcanzar, del tipo de tratamiento utilizado y, cuando la planta ya está construída, del costo de su adaptación para la inclusión de un proceso de coagulación - floculación.

Cuando se desea implementar el control de nutrientes en una planta de tratamiento primario, se aplica la precipitación previa. El coagulante, generalmente cal, se adiciona antes de la etapa de sedimentación. De este modo, el barro primario sedimenta junto con el barro químico. En la figura 11.13.7 se esquematiza un sistema de este tipo.

Cuando se realiza coprecipitación, se incorpora el coagulante, generalmente sulfato de aluminio  $[Al_2(SO_4)_3]$  o cloruro férrico ( $FeCl_3$ ), a la cámara de aereación del proceso biológico para precipitar los fosfatos hidrolizados. En este caso, es conveniente hacer la adición inmediatamente antes del sedimentador secundario para evitar la precipitación del fósforo antes de su utilización por los microorganismos y para minimizar la ruptura de los flocs químicos en la cámara de aereación. En Canadá, la utilización de la coprecipitación ha sido muy extendida para alcanzar valores de vuelco de 1 mgP/L. La figura 11.13.8 esquematiza la aplicación de precipitación previa y coprecipitación en una planta de tratamiento secundario.

La precipitación posterior implica la inclusión, a continuación del sedimentador secundario, de unidades de reacción, floculación y sedimentación. Esta tecnología se utilizó en los países escandinavos en los cuales el nivel de vuelco a alcanzar llegaba a valores de 0,5 mgP/L.

Las etapas de un proceso de coagulación-floculación posterior son: mezcla rápida, coagulación y clarificación o sedimentación. Los equipos que se utilizan para cada uno de estas etapas son similares a los empleados en tratamiento de agua.

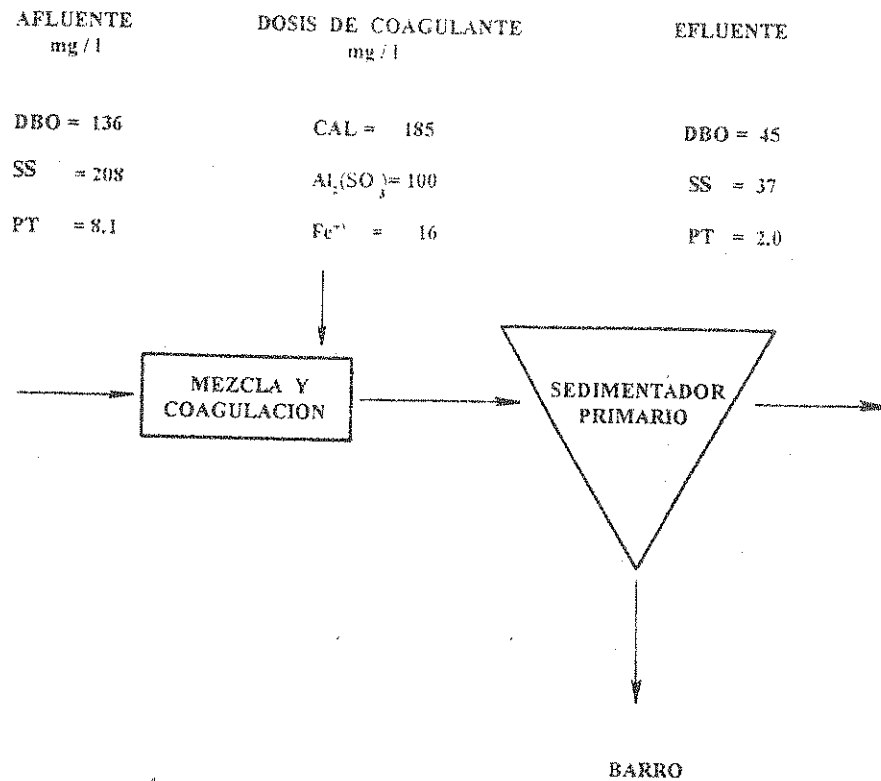


Figura 11.13.7

Tratamiento primario para la remoción de nutrientes mediante precipitación previa

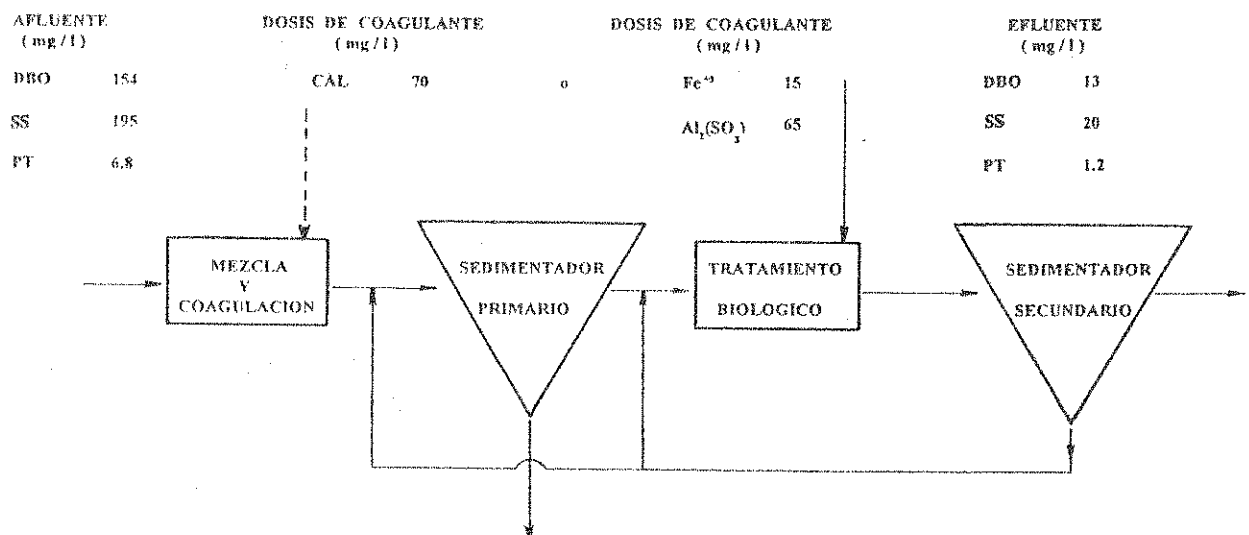


Figura 11.13.8

Tratamiento secundario para la remoción de nutrientes mediante precipitación o coprecipitación



Mezcla rápida: En esta etapa tiene lugar la reacción química de precipitación del fósforo de acuerdo con los reactivos adicionados, según se vio con anterioridad. Si fuera necesario corregir la alcalinidad del líquido a tratar, sería conveniente adicionar el álcali en un punto anterior a la dosificación del coagulante. La dosificación de coadyuvantes de la coagulación - floculación deberá hacerse al final de la mezcla rápida.

La mezcla debe ser intensa ya que la reacción química es casi instantánea. La turbulencia necesaria se produce a expensas de un consumo de energía que, de acuerdo con el tipo de mezclador, puede ser hidráulica o mecánica. En el primer caso, la pérdida de energía se denomina pérdida de carga y la potencia que se disipa en mezcladores hidráulicos se puede calcular en función de ella.

$$P = p_e * v * \frac{h_f}{l}$$

Donde:

P = potencia disipada

$p_e$  = peso específico del agua

v = velocidad promedio del flujo

$h_f$  = pérdida de carga

l = longitud en la cual se produce la pérdida de carga.

Cuando se utilizan mezcladores mecánicos (figura 11.13.9) deben tenerse en cuenta tres tipos de fuerza, cada una de ellas caracterizada por un número adimensional: las fuerzas de inercia (número de potencia), las fuerzas de viscosidad (número de Reynolds) y la fuerza gravitacional (número de Froude).

$$\text{Número de potencia} = N_p = \frac{P * g}{\delta * n^3 * D^5}$$

$$\text{Número de Reynolds} = N_R = \frac{D^2 * n * \delta}{\mu}$$

$$\text{Número de Froude} = N_F = \frac{D * n^2}{g}$$

Donde:

$P$  = potencia ( $\text{g} \cdot \text{cm}/\text{s}$ )

$g$  = aceleración de la gravedad ( $\text{cm}/\text{s}^2$ )

$\delta$  = densidad del fluido ( $\text{g}/\text{cm}^3$ )

$n$  = revoluciones por segundo

$D$  = diámetro del agitador ( $\text{cm}$ )

$\mu$  = viscosidad absoluta ( $\text{g masa}/\text{cm} \cdot \text{s}$ )

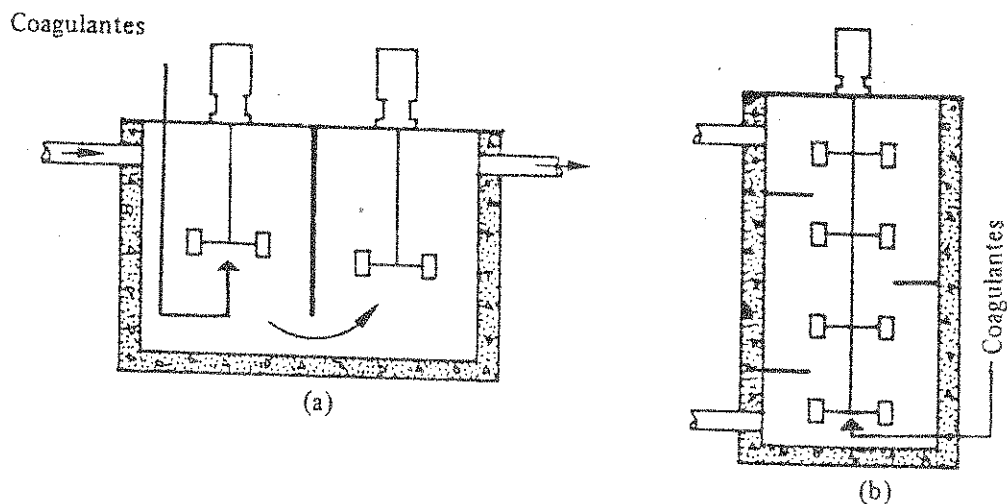


Figura 11.13.9

### Mezcladores mecánicos

Cuando se evita la formación de vórtice mediante la incorporación de tabiques deflectores, y se opera con un número de Reynolds superior a  $10^5$ , el régimen del flujo es turbulento. En este caso, la potencia es:

$$P = \frac{K}{g} * \delta * n^3 * D^5$$

Donde:

$K$  = coeficiente que varía entre 2 y 7 según sea la velocidad de rotación del eje, el tipo de impelente utilizado, y las dimensiones y proporciones del tanque.

Existen curvas que permiten estimar el valor de K en función de  $N_R$ . Las mismas son aplicables sólo para tanques y agitadores similares a los utilizados en los experimentos. En la figura 11.13.10 se incluyen algunos datos como referencia.

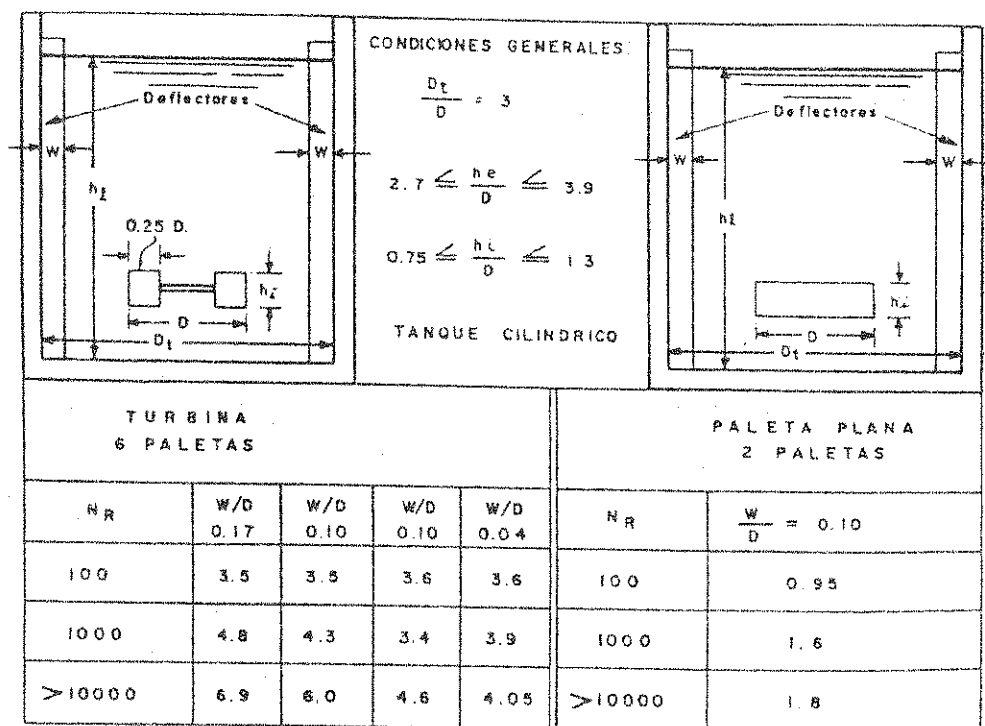


Figura 11.13.10

Valores de K para diferentes anchos de tabiques deflectores

La potencia disipada por unidad de volumen permite calcular el gradiente de velocidad en un mezclador rápido.

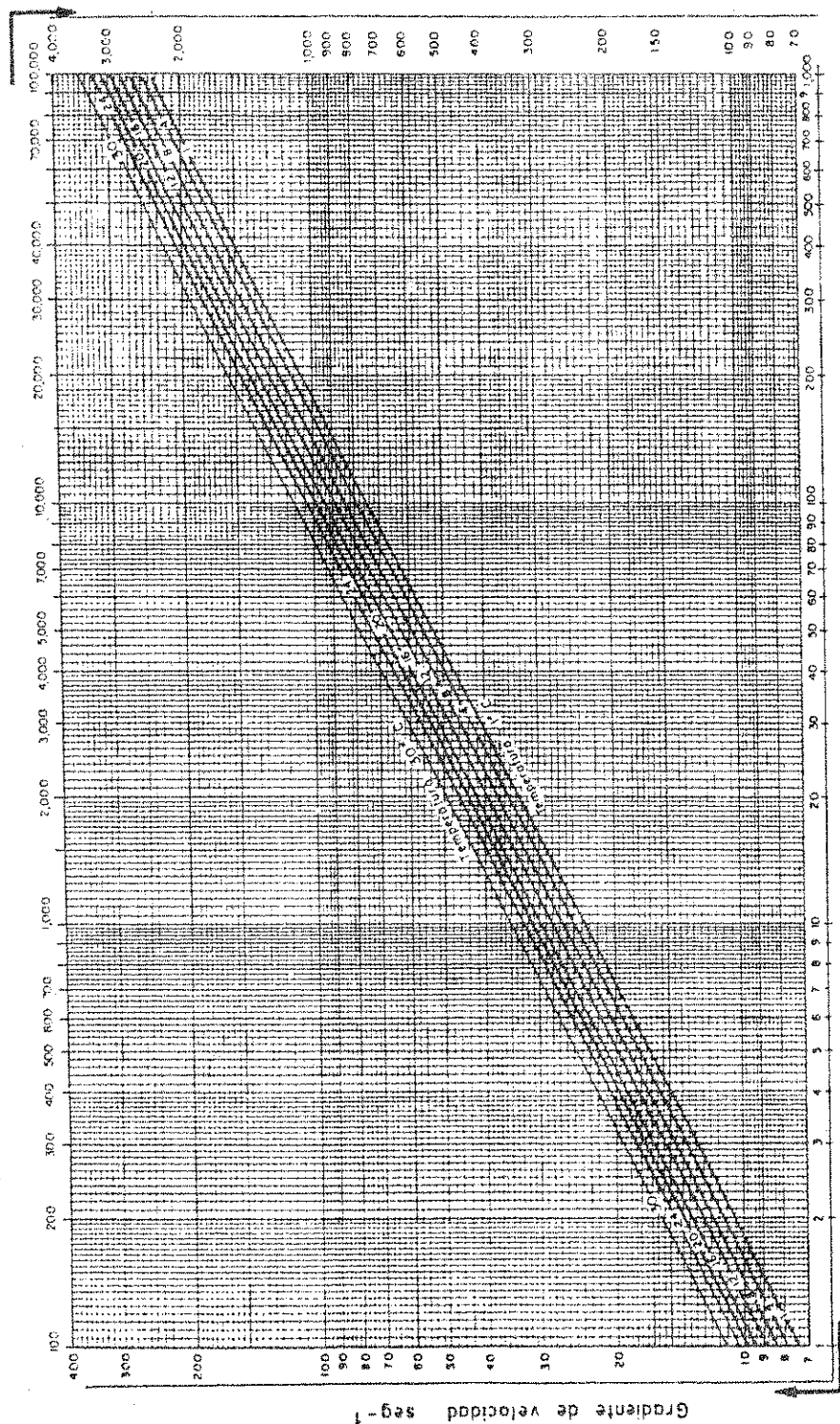
$$G = (P / \mu)^{1/2}$$

Donde:

$G$  = gradiente de velocidad ( $\text{cm}^{-1}$ )

$\mu$  = viscosidad absoluta (g masa/cm\*s)

La figura 11.13.11 facilita el cálculo de los gradientes de velocidad. En el caso de mezcladores mecánicos, el gradiente de velocidad en el eje de rotación puede adoptar valores entre 200 y 300  $\text{seg}^{-1}$  con tiempos de permanencia hidráulica entre 15 y 30 segundos.



Potencia unitaria disipada gr - cm/seg/Li.

# GRADIENTES DE VELOCIDAD PARA DIVERSOS VALORES DE LA POTENCIA UNITARIA DISIPADA

Nota - Abscisas en la parte inferior del diagrama se leen con ordenadas del lado izquierdo. Abscisas en la parte superior se leen con las del lado derecho

Figura 11.13.11

Gradientes de velocidad en función de la potencia unitaria disipada

Cuando se utilizan canaletas Parshall como sistema de mezcla (figura 11.13.12), la descarga debe ser libre y los tirantes de agua o profundidades de la lámina ( $h_a$ ) deben hacerse mayores de 35 cm para un ancho de garganta ( $W$ ) mayor de 30 cm. De este modo se alcanzan gradientes de velocidad entre 1000 y 2000  $\text{seg}^{-1}$ . La Figura 11.13.13 da valores de  $G$  para diferentes valores de  $h_a$  en este tipo de canaletas y a una temperatura de 12°C.

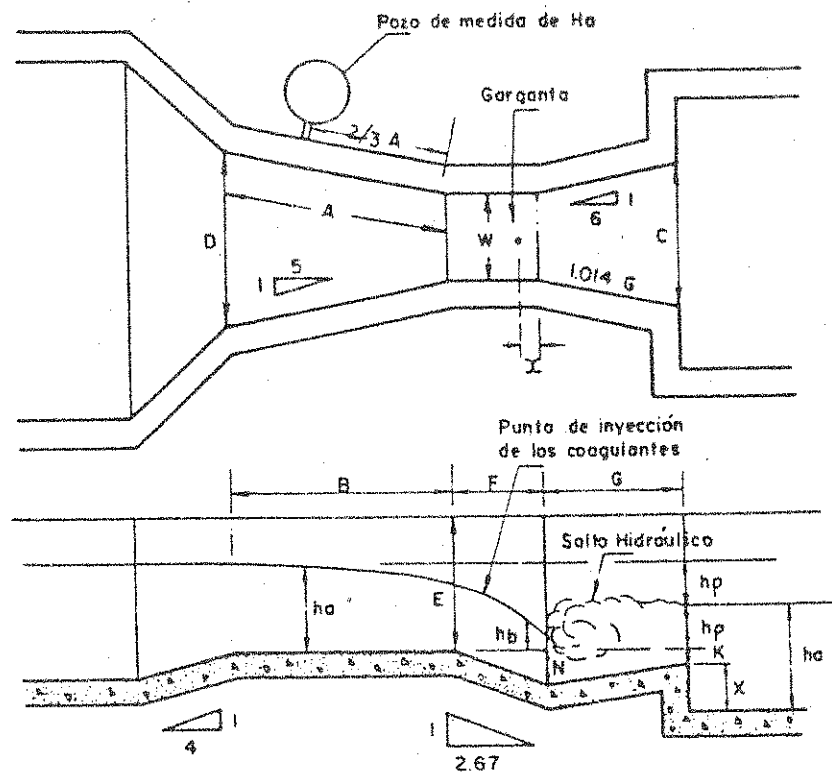
**Floculación:** Los objetivos básicos de esta operación son asociar los microflóculos generados para formar partículas de mayor peso específico que el agua y, por otra parte, compactar el floc de modo que el volumen de barro generado resulte mínimo. Debe recordarse que la materia sólida en el floc representa apenas una pequeña parte de su volumen, y que el grado de hidratación del mismo depende del gradiente de velocidad que se comuniqua a la masa líquida, lo cual incide sobre el peso específico de las partículas y sus propiedades de sedimentación.

Las variables que inciden sobre los resultados obtenidos en esta etapa son: la forma en que se agita, el gradiente de velocidad aplicado y el tiempo de permanencia hidráulica. Si bien es posible utilizar floculadores hidráulicos, éstos presentan la desventaja de operar con velocidades constantes para cada caudal cuando los tabiques son fijos. Al cambiar el caudal, la velocidad también se modifica, pudiendo resultar muy alta o muy baja. Esta desventaja dificulta la aplicación de floculadores hidráulicos en plantas depuradoras con variaciones significativas en su caudal horario.

Los floculadores con agitación mecánica generalmente son del tipo giratorio, con dos, tres o cuatro brazos y varias paletas unidas por una pieza central al eje. Tal como se indica en la figura 11.13.14, el eje puede ubicarse en sentido vertical u horizontal.

Los agitadores de eje horizontal, requieren en general de un pozo seco para alojar el motor y el mecanismo de transmisión de movimiento. Cuando los agitadores son de eje vertical, no es necesario el pozo seco pero puede inducirse en el líquido un sentido de giro que favorezca los cortocircuitos con mayor facilidad.

Para evitar la rotación general del líquido alrededor del eje, algunos autores consideran que el área total de paletas no debe superar el 15 al 20% de la sección transversal del tanque. Con el mismo objeto se instalan tabiques deflectores fijos sobre las paredes internas del floculador. Los agitadores generalmente se ubican a una distancia no menor de 0,60 m entre sus extremos. La distancia entre el fondo del tanque y el agitador es normalmente no menor de 0,30 m. (Ver figura 11.13.10)



DIMENSIONES DE LAS CANALETAS PARSHALL, Cms.

W	A	B	C	D	E	F	G	K	N
7.6	46.6	45.7	17.8	25.9	45.7	15.2	30.5	2.5	5.7
15	62.3	61.0	39.4	40.3	61	30.5	61	7.6	11.4
30	137.5	134	60.5	83.8	91.5	61	91.5	7.6	22.8
50	148	144	80.5	107.7	91.5	61	91.5	7.6	22.8
75	158	156	105.5	137.5	91.5	61	91.5	7.6	22.8
100	171	168	130.5	167.5	91.5	61	91.5	7.6	22.8
150	197	193	180.5	226.9	120	61	91.5	7.6	22.8

Figura 11.13.12

Canaleta Parshall como sistema de mezcla hidráulico

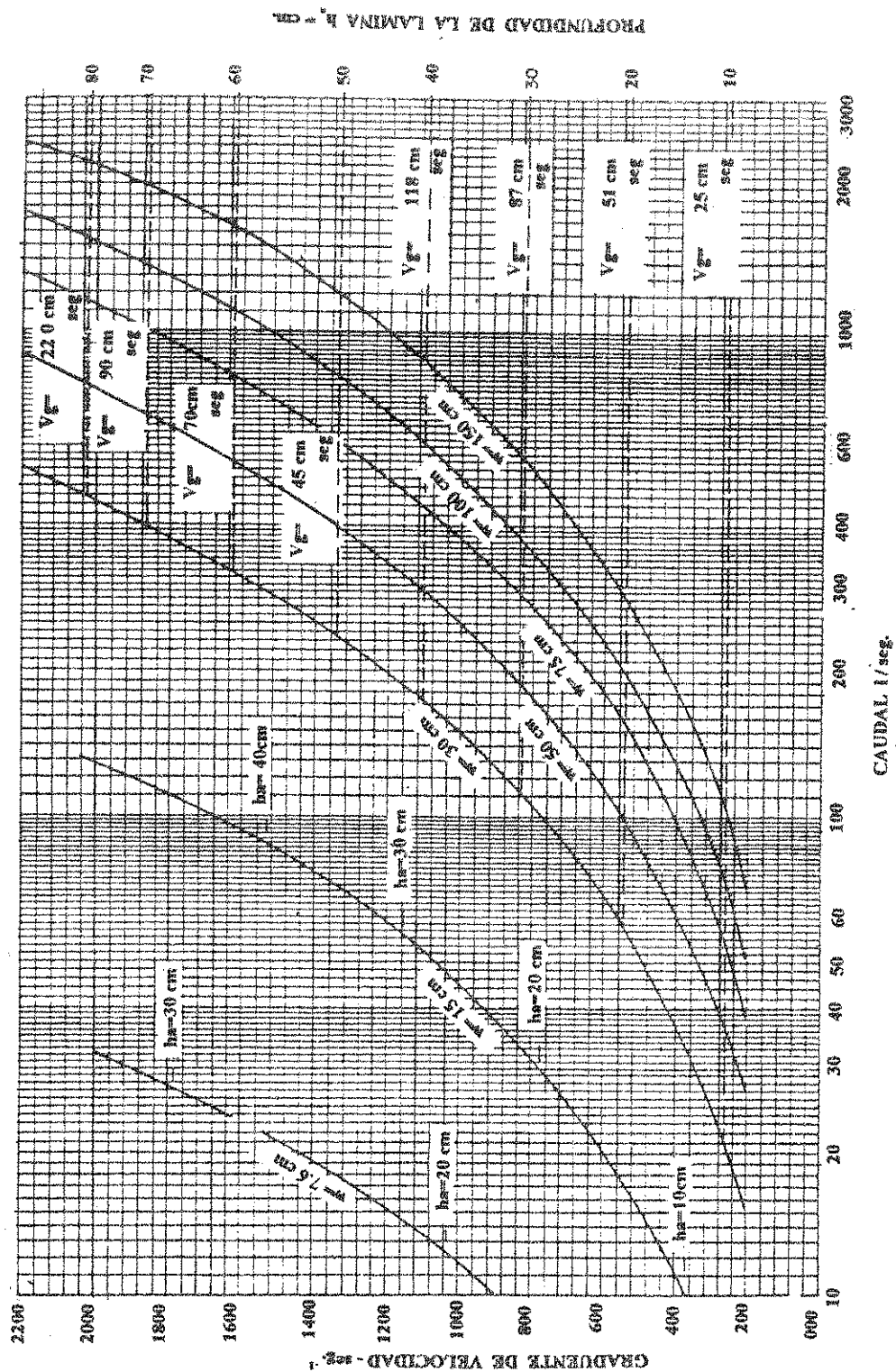
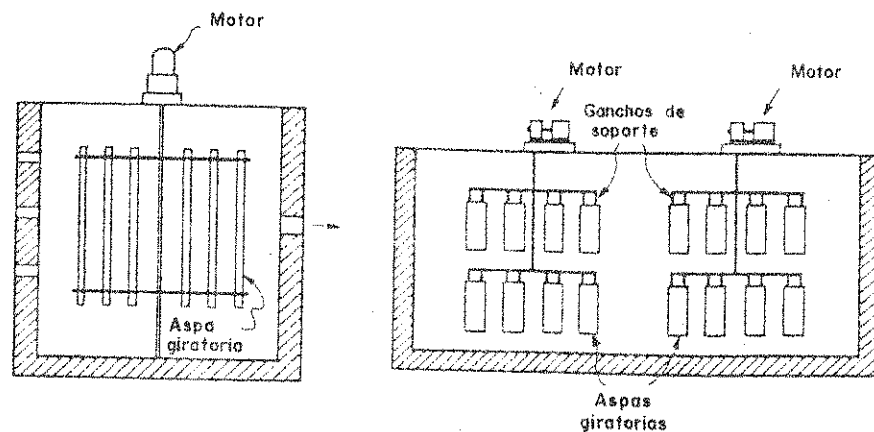
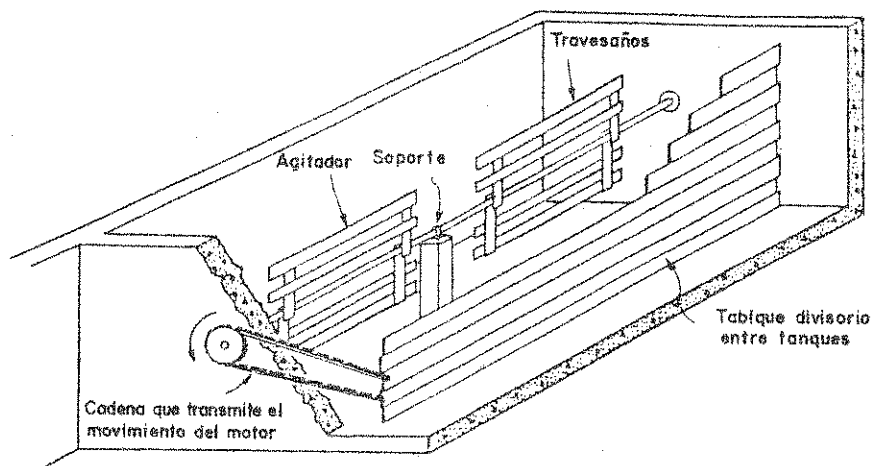


Figura 11.13.13

Gradiente de velocidad para diferentes caudales  
en canaletas Parshall



FLOCULADORES DE EJE VERTICAL



FLOCULADOR DE PALETAS DE EJE HORIZONTAL

Figura 11.13.14

### Floculadores de agitación mecánica

Cuanto mayor es el número de cámaras en que se divide el floculador, menor es la posibilidad de que ocurran cortocircuitos. Se ha propuesto trabajar con cuatro celdas en serie operando con velocidades periféricas decrecientes entre 25 y 6 cm/seg para la primera y última respectivamente. En forma similar, los gradientes de velocidad pueden variar desde 50 a 15  $\text{seg}^{-1}$ .

Cuando se utiliza cal o algunos otros coagulantes, el tiempo requerido para formar un floc sedimentable depende del tiempo necesario para la formación de carbonato de calcio u otro precipitado sobre el cual se puedan nuclear, y depositar los compuestos de calcio para posteriormente sedimentar. Si se siembra el agua residual a tratar con núcleos previamente formados provenientes de la recirculación parcial del precipitado inicial, es posible reducir tanto la dosis de coagulante como el tiempo demandado para la formación del floc. Normalmente los rangos de recirculación pueden variar entre 10 y 60%. La figura 11.13.15 muestra un



esquema típico de precipitación posterior. Cuando las exigencias de vuelco son de 0,1 mgP/L o menos se pueden emplear procesos con adición de cal en una o dos etapas, filtración y recarbonatación posterior.

#### G.- Dosis de Coagulante Requerida

La remoción de fósforo por coagulación-floculación, ha sido objeto de investigación durante las décadas del 70 y 80. Entre los resultados más salientes obtenidos, se cuentan las correlaciones empíricas (1) y (2) que permiten predecir, con una exactitud de  $\pm 30\%$ , la dosis de coagulante necesaria para producir un efluente de 1 mgP/L en función de la concentración de fósforo total de la alimentación. A modo de referencia, puede citarse que en Ontario, Canadá, la concentración de entrada promedio a las plantas depuradoras de líquido cloacal ha sido calculada en 5,4 mgP/L. La dosis promedio de coagulante utilizada para obtener un efluente con una concentración de fósforo total de 1,0 mg/L fue 7,2 mg/L para cloruro férrico y 9,2 mg/L para sulfato de aluminio.

$$\text{Al}^{+++} \text{ (mg/L)} = 0,5 + 1,4 \text{ (PT)} \quad (1)$$

$$\text{Fe}^{+++} \text{ (mg/L)} = - 0,3 + 1,3 \text{ (PT)} \quad (2)$$

Donde:

$\text{Al}^{+++}$  o  $\text{Fe}^{+++}$  = dosis de coagulante (mg/L)

(PT) = Concentración de fósforo total de la alimentación (mgP/L)

Otra observación experimental importante fue la disminución de la sedimentabilidad del barro biológico-químico de la cámara de aeración con respecto al barro biológico no adicionado con coagulantes. Como consecuencia, disminuyeron las cargas hidráulicas superficiales admisibles en los sedimentadores secundarios de  $50 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$  a  $35 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$  para caudales pico. De este modo se consigue que la concentración de sólidos suspendidos a la salida del sedimentador secundario permanezca por debajo de los 15 mg/L. Cuando se excede este valor resulta difícil alcanzar concentraciones de fósforo total por debajo de 1 mgP/L, aunque el fósforo disuelto llegue a valores despreciables.

Otros autores (Manual of Practice Nº 8 WPCF) recomiendan dosis de coagulante mayores, de acuerdo con las relaciones en peso:  $1/3$  y  $1/1,8$  para fósforo/sulfato de aluminio y fósforo/ $\text{Fe}^{+3}$  respectivamente. Cada agua residual presenta características particulares y la dosis adecuada debe determinarse en forma experimental mediante ensayos de jar-test.

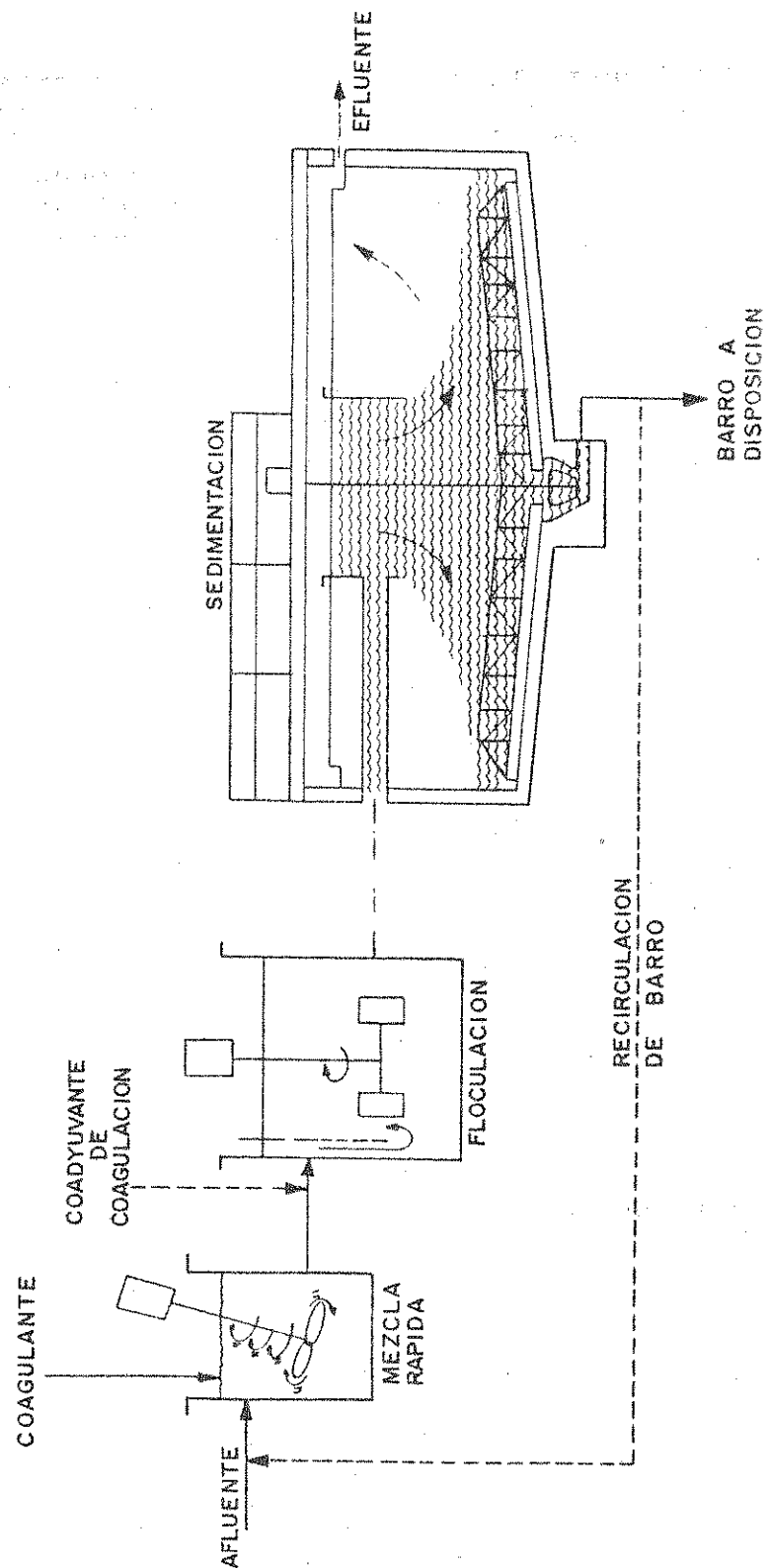


Figura 11.13.15

Esquema de un proceso de precipitación posterior

La Figura 11.13.16 muestra la fuerte correlación existente entre la concentración de sólidos suspendidos en el efluente del sedimentador secundario y el contenido de fósforo total. Para alcanzar concentraciones de fósforo total inferiores a 0,3 mgP/L con esta tecnología es necesario recurrir a filtración terciaria con lecho granular, descrita en 11.13.1.1.B.

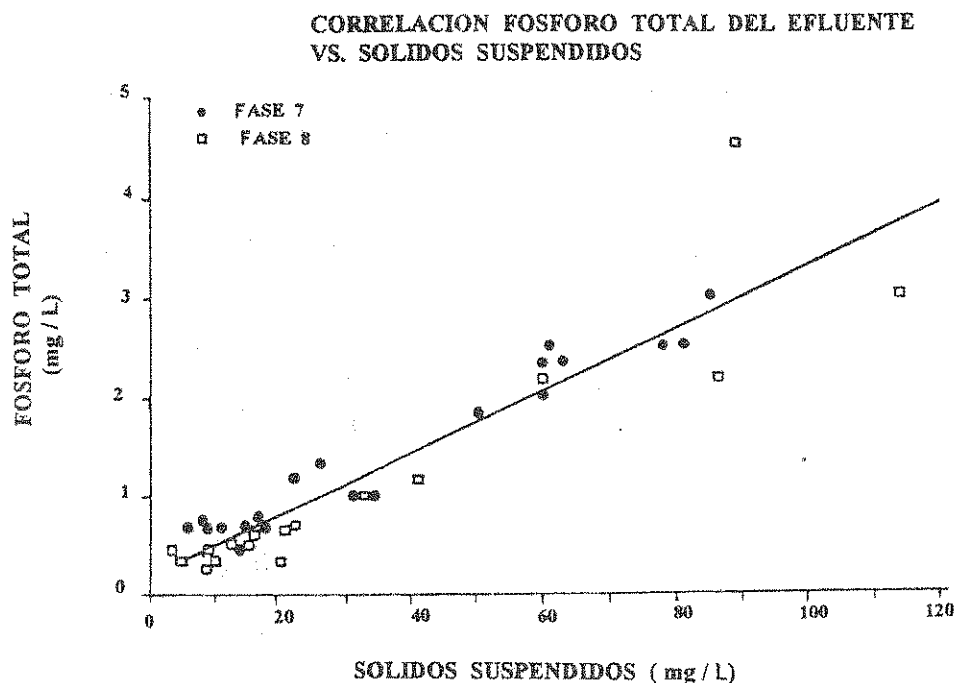


Figura 11.13.16

Correlación fosforo total del efluente vs. sólidos suspendidos

#### H.- Producción de Barros

Tal vez la principal desventaja del empleo de la coagulación-floculación para la remoción de fósforo sea el incremento del volumen de barros a disponer. En el cuadro 11.13.3 se resumen los datos proporcionados por la experiencia canadiense para remover el contenido de fosforo en aguas residuales y líquidos cloacales tanto para plantas de tratamiento primario como secundario.

Cuadro 11.13.3

Barro generado en plantas de tratamiento de líquido cloacal doméstico con remoción de fósforo.

Tipo de planta	Modo de Operación	Barro generado	
		En % del volumen del agua tratada	Kg sólidos seco 1000 m <sup>3</sup> tratados
Tratamiento Primario	Convencional	0,20	120
	Con remoción de fósforo	0,32	169
Barros Activados	Convencional	0,38	173
	Con remoción de fósforo	0,51	218

Trabajando con las dosis de coagulante calculadas en base a (1) o (2), la digestión biológica posterior del barro tanto por vía aeróbica como anaeróbica no presenta síntomas de inhibición debido a la acumulación de metales.

El método más utilizado para la disposición del barro generado en plantas depuradoras de líquido cloacal con remoción físico-química de fósforo es la aplicación del barro líquido digerido sobre terreno. Otras alternativas comunes son el relleno sanitario y el enlagunamiento.

#### I.- Aplicabilidad del Proceso

La aplicabilidad de la coagulación-floculación para la remoción de fósforo ha sido verificada a través de años de experiencia en diversos países, particularmente en Canadá y U.S.A. Las principales ventajas de esta tecnología consisten en su confiabilidad, simplicidad y practicidad para alcanzar los niveles de vuelco requeridos. Por otra parte, los costos de instalación involucrados en la implementación de esta alternativa en plantas ya construídas son comparativamente bajos. Por lo tanto, esta alternativa puede resultar conveniente en muchos casos desde el punto de vista de el diseño y la operación.

Los principales inconvenientes son el costo de los coagulantes utilizados y el aumento del volumen de barros a disponer, con el consiguiente incremento en el costo de su tratamiento y disposición.

Por otra parte, pueden presentarse problemas cuando la dosis de coagulante adicionada sea insuficiente para reaccionar con el fósforo. Esta situación puede darse por un

funcionamiento deficiente del sistema dosificador o bien por concentraciones pico de fósforo en el líquido a tratar. Por otra parte, si existen sobrecargas hidráulicas en el sistema de tratamiento, la eficiencia del sedimentador secundario puede verse afectada produciéndose arrastres de sólidos que contengan fósforo. La recuperación del proceso es rápida en la medida que se corrijan sus causas.

La coprecipitación de fósforo seguida de una sedimentación eficiente permite alcanzar concentraciones de 1,0 mgP/L. Si se utiliza una etapa de filtración luego de la adición de coagulantes se puede obtener un efluente con un contenido de fósforo total de 0,3 mgP/L. Para lograr concentraciones de 0,1 mgP/L o menores es necesario utilizar procesos de tratamiento del efluente secundario con una o dos etapas de adición de cal seguida de recarbonatación.

#### EJEMPLO N° 11.13.1

Una población de 20.000 habitantes está ubicada a la orilla de un lago de interés turístico, el cual se desea preservar del progresivo crecimiento de algas observado durante los últimos años. Luego de evaluar los distintos aportes de nutrientes (distribuidos y puntuales) de la cuenca, se decide reducir el nivel de fósforo total del efluente de la planta de tratamiento desde un valor de fósforo total de 6 mgP/L a un máximo admisible de 1 mgP/L.

Se desea evaluar la dosis requerida y la masa de coagulante a emplear diariamente suponiendo que la planta procesa un caudal de 4.000 m<sup>3</sup>/d. Estimar además la masa de sólidos en base seca a disponer si el proceso de tratamiento es un barro activado y el coagulante se aplica en la cámara de aeración.

a) La dosis a utilizar dependerá del tipo de coagulante:

Sulfato de aluminio (como Al<sup>+3</sup>):

$$\begin{aligned} \text{Dosis (mg/L)} &= 0,5 + 1,4 \text{ (PT)} = 0,5 + 1,4 * 6 \text{ mgP/L} \\ &= 8,9 \text{ mg/L} = 0,0089 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Masa (Kg/d)} = 4.000 \text{ m}^3/\text{d} * 0,0089 \text{ Kg/m}^3 = 35,6 \text{ Kg/d}$$

Se supone que se utiliza sulfato de aluminio con un contenido de óxido del 15%. Teniendo en cuenta que el peso fórmula del óxido de aluminio (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) es de 101,96, mientras que el peso atómico del aluminio es 26,98 la droga comercial requerida será:

$$\begin{aligned} \text{Kg de sulfato de aluminio comercial/día} &= 35,6 \frac{\text{Kg Al}^{+3}}{\text{d}} * \frac{101,96 \text{ Kg Al}_2\text{O}_3}{53,96 \text{ Kg Al}^{+3}} * \frac{1 \text{ Kg sulfato}}{0,15 \text{ Kg Al}_2\text{O}_3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kg de sulfato de aluminio comercial/día} &= 448 \text{ Kg/d} \end{aligned}$$

Cloruro férrico (como Fe+3):

$$\begin{aligned} \text{Dosis (mg/L)} &= - 0,3 + 1,3 \text{ (PT)} = - 0,3 + 1,3 * 6 \text{ mgP/L} \\ &= 7,5 \text{ mg/L} = 0,0075 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Masa (Kg/d)} = 4.000 \text{ m}^3/\text{d} * 0.0075 \text{ Kg/m}^3 = 30,0 \text{ Kg/d}$$

Con este coagulante se deberá considerar, análogamente al caso anterior, el peso fórmula de la sal que aporta el hierro así como la pureza de la droga comercial. Por ejemplo, si utilizamos cloruro férrico comercial en forma de solución al 35% en peso, sabiendo que su peso fórmula es de 162,23 el peso de solución requerido será:

$$\begin{aligned} \text{Peso de solución comercial/día} &= 30 \text{ Kg Fe}^{+3} * \frac{162,23 \text{ Kg Cl}_3\text{Fe}}{55,85 \text{ Kg Fe}_{+3}} * \frac{100 \text{ Kg sol.}}{35 \text{ Kg Cl}_3\text{Fe}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Peso de solución comercial/día} &= 249 \text{ Kg solución/d} \end{aligned}$$

Tomando en consideración la densidad (d) de la solución se puede calcular el volumen correspondiente. Adoptando la densidad del cloruro férrico al 35% y a 20°C como 1,353 Kg/L:

$$\begin{aligned} \text{Volumen de solución comercial/día} &= \frac{249 \text{ Kg/d}}{1,353 \text{ Kg/L}} = 184 \text{ L/d} \end{aligned}$$

b) La masa de barro a disponer diariamente se puede estimar en base a los datos aportados por el cuadro 3. Suponiendo una generación de 218 Kg de sólidos secos/1.000 m<sup>3</sup> de agua residual tratada será de:

$$\begin{aligned} \text{Barro en base seca (Kg/d)} &= 218 \text{ Kg/1.000 m}^3 * 4.000 \text{ m}^3/\text{d} \\ &= 872 \text{ Kg/d} \end{aligned}$$

Suponiendo que luego del espesamiento el contenido de sólidos en este barro es del 6%, el volumen a disponer diariamente será:

Volumen de barro  
a disponer/día =  $14,5 \text{ m}^3/\text{d}$

Las dosis, masas y volúmenes calculados servirán como datos orientativos, ya que al llevar el proceso a planta será necesario definir las dosis óptimas en base a ensayos de jar-test. Otras referencias, (Waste Water Treatment Plant Design, Manual of Practice No 8, Water Pollution Control Federation, 1982, USA), recomiendan dosis superiores a las adoptadas en este ejemplo. Las relaciones indicadas son:  $\text{P}/\text{Al}^{+3}$ , 1 / 13 y  $\text{P} / \text{Fe}^{+3}$ , 1 / 1,8.

Cada agua residual presenta características propias que deben ser tenidas en cuenta en forma experimental. El método de cálculo presentado es aplicable una vez que se ha determinado o adoptado la dosis adecuada. Por otra parte, es conveniente contar con una curva de la variación diaria de la carga de fósforo total a fin de dosificar adecuadamente el coagulante en las horas pico.

#### 11.13.1.2.- Remoción de Nitrógeno

En ocasiones es necesario controlar la descarga del nitrógeno presente en las aguas residuales domésticas, pues puede acelerar el proceso de eutroficación. El nitrógeno se presenta fundamentalmente en forma de amonio y su remoción permite disminuir el consumo de oxígeno disuelto del cuerpo receptor causado por la demanda nitrogenada así como prevenir efectos de toxicidad sobre la biota.

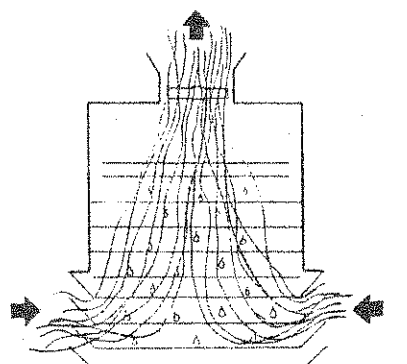
Las alternativas de tratamiento químico y fisicoquímico más utilizadas son: despojamiento por arrastre con aire (stripping) y cloración.

##### A.- Despojamiento (Stripping)

El stripping permite la remoción de amoníaco gaseoso del agua residual mediante la agitación de la mezcla líquido-gas en la presencia de una corriente de aire.

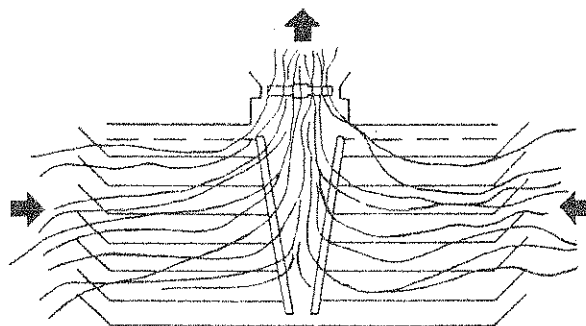
Esta alternativa de tratamiento se basa en que el nitrógeno contenido en un agua residual se encuentra en la forma de ion amonio ( $\text{NH}_4^+$ ), a pH neutro, pasando luego a amoníaco gaseoso si se eleva el pH a valores próximos a 12. El amoníaco gaseoso puede desprenderse entonces haciendo pasar el efluente alcalinizado a través de una torre de desorción, función que en la práctica generalmente cumple una torre de enfriamiento como la esquematizada en la figura 11.13.17.

Utilizando stripping se han conseguido eficiencias superiores al 90% en la remoción de amonio de aguas residuales domésticas operando a pH superior a 9,0. La carga hidráulica superficial recomendada para torres de stripping oscila entre 0,04 y 0,12 m<sup>3</sup>/min.m<sup>2</sup>. Como es lógico, la profundidad y la configuración del relleno inciden sobre la eficiencia del proceso.



TORRE DE ENFRIAMIENTO CON CONTRACORRIENTE

ESQUEMA DE TORRES DE ENFRIAMIENTO UTILIZADAS PARA STRIPPING



TORRE DE ENFRIAMIENTO CON FLUJO CRUZADO

Figura 11.13.17

#### Esquema de torres de enfriamiento utilizadas para Stripping

La utilización de cal en una etapa de coagulación-floculación con posterior sedimentación permite la remoción simultánea de sólidos suspendidos y fósforo así como la elevación del pH. A continuación, el tratamiento del efluente con una corriente de aire en una torre de enfriamiento cumple con la doble función de arrastrar el gas amoníaco que se desprende y carbonatar el líquido tratado a fin de ajustar el pH. La dosis de cal requerida depende de la alcalinidad del agua residual. En la figura 11.13.18 se muestran las concentraciones necesarias para tratar líquido cloacal doméstico.



El atractivo de esta alternativa consiste en que es una operación relativamente sencilla y con reducida demanda de espacio. Sin embargo, su principal limitación está referida a la disminución de la eficiencia a bajas temperaturas. Por ejemplo, con temperaturas del aire de 20°C es posible obtener remociones de amoníaco de aproximadamente 95%. Sin embargo, si la temperatura cae a 5°C la eficiencia se reduce al 75%. Por otra parte, se producen incrustaciones calcáreas en la torre de enfriamiento. El diseño de la instalación debe prever esta circunstancia y permitir la eventual remoción de tales depósitos.

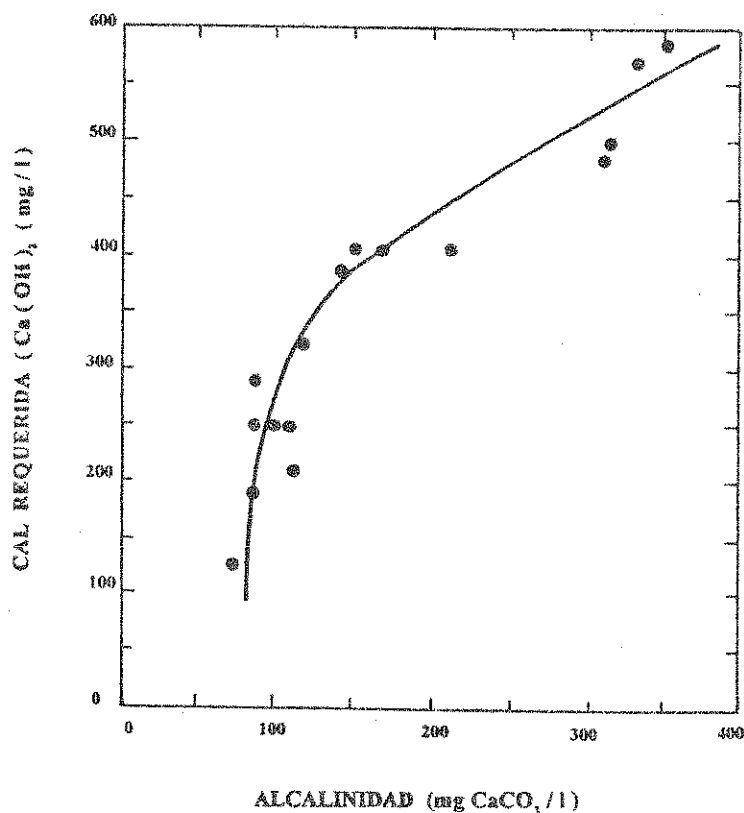


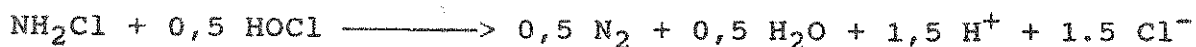
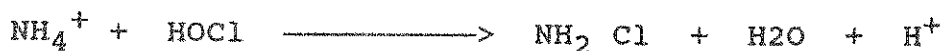
Figura 11.13.18

Dosis de cal requerida para elevar el pH a 11 en función de la alcalinidad del agua residual (Eckenfelder, 1980).

A fin de evitar problemas ambientales por la emisión de amoníaco gaseoso se ha desarrollado un proceso en el cual la corriente de aire de salida de la torre de enfriamiento se hace pasar a través de ácido sulfúrico (SO<sub>4</sub>H<sub>2</sub>) y luego se recicla. De este modo se elimina el riesgo de contaminación atmosférica, se recupera sulfato de amonio y la temperatura del aire se mantiene elevada.

## B.- Cloración

La oxidación química del ion amonio a nitrógeno gaseoso mediante la utilización de cloro ha mostrado eficiencias entre el 90 y el 95%. Las reacciones que tienen lugar son:



Este proceso sigue una curva de consumo de cloro similar a la obtenida en la desinfección del agua. Teóricamente, en el "punto de ruptura" (breakpoint) la relación en peso de cloro a nitrógeno de amoníaco es de 7,6/1 y en estas condiciones la concentración de amoníaco resulta mínima.

Sin embargo, en la práctica se ha encontrado que la relación óptima anterior varía entre 8-10/1 para cloro y nitrógeno de amoníaco respectivamente. Operando a un pH entre 6 y 7 la reacción se completa hasta llegar al punto de ruptura en menos de 15 segundos. Si es necesario remover el cloro residual, las técnicas más habituales son la utilización de dióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ) o bien carbón activado. Dado el costo de esta última alternativa sólo se la considera en aplicaciones especiales.

### 11.13.2.- Procesos Biológicos

En las aguas residuales, el nitrógeno y el fósforo forman parte de compuestos orgánicos e inorgánicos. El nitrógeno, se encuentra fundamentalmente, como nitrógeno total Kjeldhal (NTK) y nitrógeno de amonio, mientras que el fósforo se halla como fósforo orgánico y ortofosfato.

Los procesos biológicos disponibles actualmente para la remoción conjunta de nitrógeno y fósforo, en exceso con respecto al requerido para el metabolismo de los microorganismos, se llevan a cabo en reactores de biomasa suspendida, alternando etapas anaeróbicas, anóxicas y aeróbicas. Básicamente, son sistemas de barros activados modificados.

Si bien puede considerarse que estos procesos son independientes, ya que ambos obedecen a mecanismos diferentes, en la práctica, la remoción del nitrógeno es esencial para que el fósforo pueda ser eliminado efectivamente. Está comprobado el efecto adverso que provoca la presencia de los compuestos oxidados del nitrógeno,  $\text{NO}_x^-$ , sobre la remoción del fósforo.

Los compuestos nitrogenados se remueven biológicamente alternando fases o etapas aeróbicas y anóxicas, las que se denominan respectivamente nitrificación y denitrificación. Inicialmente, las sustancias orgánicas nitrogenadas son descompuestas por microorganismos heterótrofos, en un proceso denominado amonificación. Luego, en condiciones aeróbicas, los compuestos de amonio son oxidados a nitritos y nitratos por microorganismos autótrofos. Finalmente, los nitritos y nitratos, en condiciones anóxicas, son reducidos por microorganismos heterótrofos facultativos denitrificantes a nitrógeno gaseoso y óxidos de nitrógeno. Existen distintas configuraciones posibles de estos sistemas de tratamiento, el esquema básico puede sintetizarse en la figura 11.13.19.

Por otro lado, la remoción biológica de fósforo, en exceso del requerido metabólicamente, también se efectúa alternando etapas anaeróbicas y aeróbicas. Durante la etapa anaeróbica, se acumula dentro de los microorganismos material carbonáceo de reserva, principalmente en forma de ácido poli- $\beta$ -hidroxibutirato (PHB), pasando a la fase líquida el fósforo acumulado en las células. En la etapa aeróbica, se produce el proceso inverso, es decir, un consumo del PHB acumulado en la fase anaeróbica, y una acumulación dentro de los microorganismos, en forma de poli-fosfatos, del fósforo soluble presente en la fase líquida. Como resultado, tiene lugar una acumulación neta de fósforo en los microorganismos. Así pues, si el contenido de fósforo en la biomasa de un barro activado convencional es del 2 % en peso, en un proceso diseñado para remover fósforo en exceso este porcentaje asciende a 6-7% o más.

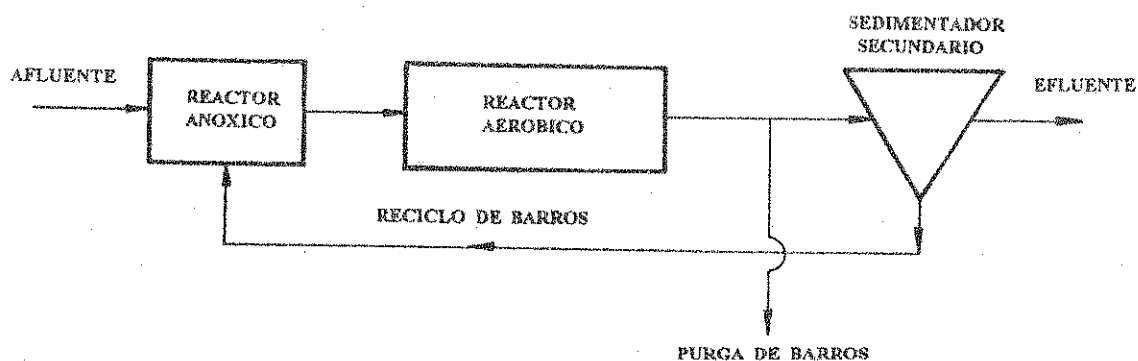


Figura 11.13.19

Esquema general de un sistema de remoción biológica de nitrógeno

En la figura 11.13.20, se presenta un esquema con una secuencia básica de etapas para la remoción conjunta de nitrógeno y fósforo. Existen otras configuraciones posibles, muchas de ellas patentadas, por ejemplo, los procesos PHOREDOX y A/O.

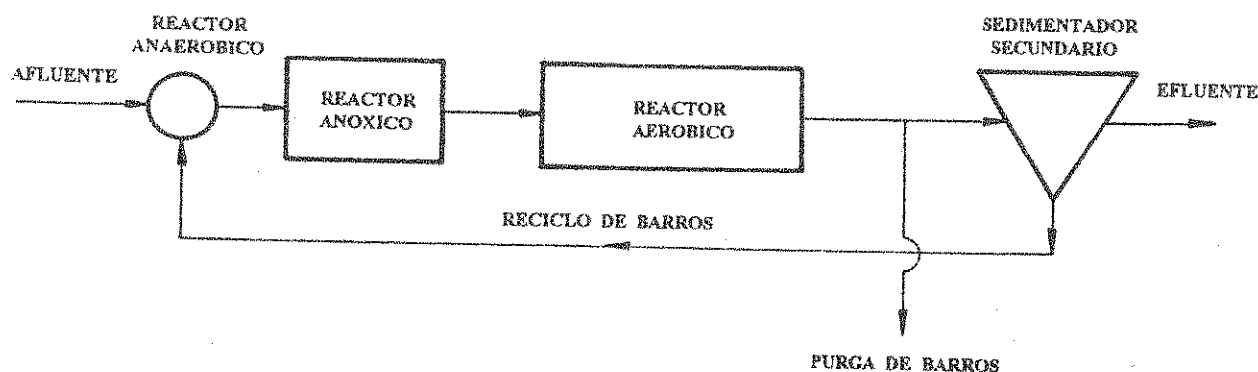


Figura 11.13.20

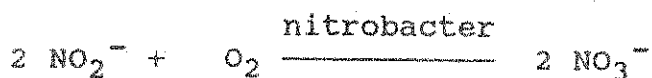
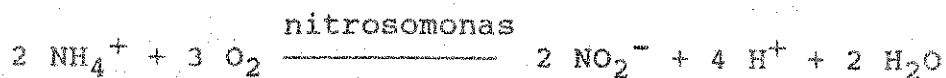
Esquema general de un sistema de remoción biológica de nitrógeno y fósforo

Hasta aquí, se han mencionado las características básicas de los procesos para la remoción conjunta del nitrógeno y el fósforo, sin embargo, cabe aclarar que mediante estos mismos principios también es posible diseñar procesos que remuevan solamente nitrógeno o fósforo. En los ejemplos de diseño se presentarán las tres posibles alternativas, es decir, remoción conjunta de nitrógeno y fósforo, remoción de nitrógeno y remoción de fósforo.

Con los procesos de remoción biológica de nutrientes es posible alcanzar concentraciones de fósforo inferiores a 1 mgP/l y concentraciones de NTK inferiores a los 6 mgN/l.

#### 11.13.2.1.- Nitrificación

El proceso de nitrificación se produce en condiciones aeróbicas mediante la acción de microorganismos autótrofos, en dos etapas consecutivas. En la primera etapa el  $\text{NH}_4^+$  es oxidado a  $\text{NO}_2^-$  por las nitrosomonas, en la segunda etapa el  $\text{NO}_2^-$  es oxidado por las nitrobacter a  $\text{NO}_3^-$ .



o bien:



Los resultados obtenidos en distintas experiencias, parecen indicar que la etapa controlante de la velocidad de reacción es la oxidación de  $\text{NH}_4^+$  a  $\text{NO}_2^-$ , ya que en estos procesos sólo se detectan trazas de  $\text{NO}_2^-$ .

De estas ecuaciones se deducen dos importantes aspectos que deben tenerse en cuenta en el diseño de los procesos de nitrificación:

- a) La producción de  $\text{H}^+$  durante la oxidación.
- b) El elevado requerimiento de oxígeno.

La importancia del primer punto se relaciona con el pH óptimo para el crecimiento de los microorganismos nitrificantes:

$$\text{pH}_{\text{óptimo}} \approx 8,2$$

Los  $\text{H}^+$  producidos durante la nitrificación tenderán a disminuir el pH del medio, decreciendo de esta manera la actividad de los microorganismos responsables del proceso.

El segundo punto se vincula con los costos operativos del proceso de tratamiento, más específicamente con los costos de energía para aereación. Así pues, estequiométricamente, para oxidar el  $\text{NH}_4^+$  a  $\text{NO}_3^-$ , se requieren 4,57 kg  $\text{O}_2/\text{kg N-NH}_4^+$ ; mientras que sólo se necesitan, aproximadamente 1,2 kg  $\text{O}_2/\text{kg DBO}_5$  removida. Sin embargo, como se verá en los ejemplos de diseño, el oxígeno necesario para obtener nitrificación es menor que este valor teórico de 4,57 kg  $\text{O}_2/\text{kg N-NH}_4^+$ . Esto se debe a que parte del  $\text{N-NH}_4^+$  disponible se consume en la biosíntesis. Por otro lado, los microorganismos autótrofos son capaces de emplear el oxígeno combinado presente en los carbonatos y bicarbonatos.

## A.- Balances de Nitrógeno en un Proceso de Barros Activados Combinado para Obtener Oxidación de la Materia Carbonácea y Nitrificación

Aquí se plantean los balances de nitrógeno para el sistema de barros activados representado en la figura 11.13.21

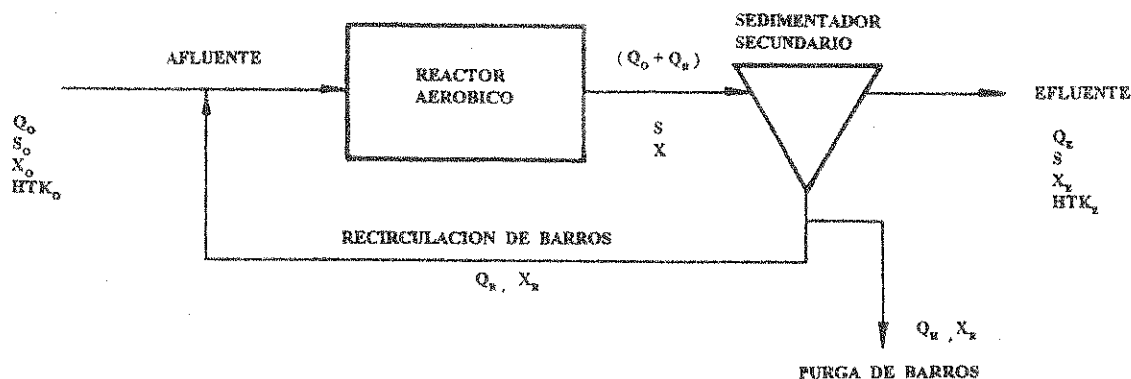


Figura 11.13.21

Balance de nitrógeno en un proceso de barros activados con nitrificación

Para este sistema, la masa de nitrógeno total Kjeldahl que ingresa con la alimentación es:

$$\text{Alimentación [kg NTK/día]} = f * Q_0 * \text{NTK}_0$$

Donde:

$f$  = factor de conversión de unidades

$Q_0$  = caudal de alimentación

$\text{NTK}_0$  = concentración de nitrógeno Kjeldahl de alimentación

En este proceso de barros activados se producen simultáneamente la oxidación de los compuestos carbonáceos y la nitrificación. La masa de NTK por unidad de tiempo que ingresa al sistema se puede transformar en biomasa celular, heterotrófica y autotrófica, o bien en  $\text{N-NH}_4^+$  potencialmente disponible para la nitrificación.

Así pues, la biomasa heterotrófica sintetizada es:

$$X_H = Y_H * Q_0 * (S_0 - S_e) - k_d * X_H * V$$

Donde:

$X_H$  = variación de la biomasa heterotrófica sintetizada.

$Y_H$  = factor de crecimiento de la biomasa heterotrófica.

$S_0$  = concentración de sustrato carbonáceo en la alimentación.

$S_e$  = concentración de sustrato carbonáceo a la salida.

$k_d$  = coeficiente de respiración endógena de la biomasa heterotrófica.

$V$  = volumen del reactor.

Suponiendo que la biomasa generada contiene un 12 % P/P de nitrógeno referido al peso seco de los sólidos biológicos:

Masa de nitrógeno  
convertido en biomasa  
heterotrófica (Kg N/d) = 0,12  $X_H$

De manera similar, la biomasa autotrófica generada en el proceso es:

$$X_N = Y_N \{ [f * Q_0 * (NTK_0 - NTK_e)] - 0,12 X_H \}$$

Donde:

$X_N$  = variación de la biomasa autotrófica sintetizada.

$Y_N$  = factor de crecimiento de la biomasa autotrófica.

$NTK_0$  = concentración de nitrógeno Kjeldahl de alimentación.

$NTK_e$  = concentración de nitrógeno Kjeldahl de salida.

Masa de nitrógeno  
convertido en biomasa  
autotrófica (Kg N/d) = 0,12  $X_N$

Debido a la baja velocidad de crecimiento de los microorganismos autotróficos, con respecto a los heterotróficos, la masa de microorganismos nitrificantes sintetizada en la unidad de tiempo,  $X_N$ , suele ser del orden de un 5 % de  $X_H$ .

Finalmente, el  $\text{N-NH}_4^+$  potencialmente disponible para la nitrificación, suponiendo que todo el NTK remanente se encuentra totalmente amonificado, es:

Masa de nitrógeno  
potencialmente  
disponible para la  
nitrificación ( $\text{Kg N-NH}_4^+/\text{d}$ ) =  $f \cdot Q_0 \cdot \text{NTK}_0 - 0,12 (\Delta X_H + \Delta X_N)$

Si se supone que no todo el  $\text{N-NH}_4^+$  disponible se nitrifica:

Masa de nitrógeno  
nitrificado  
( $\text{Kg N-NH}_4^+/\text{d}$ ) =  $f \cdot Q_0 \cdot (\text{NTK}_0 - \text{NTK}_e) - 0,12 (\Delta X_H + \Delta X_N)$

## B.- Parámetros que Afectan al Proceso de Nitrificación

### B.1.- Efecto de la Temperatura

La temperatura es una de las variables que más afectan al proceso de nitrificación. A bajas temperaturas la actividad de los microorganismos nitrificantes disminuye sensiblemente. Así pues, se ha comprobado experimentalmente que temperaturas en la cámara de aereación inferiores a  $5^\circ\text{C}$  inhiben completamente la nitrificación. Si la temperatura en el reactor es inferior a  $10^\circ\text{C}$ , muy probablemente, no podrá lograrse una nitrificación total. La temperatura óptima para el proceso de nitrificación es de aproximadamente  $30^\circ\text{C}$ .

Cuando las condiciones ambientales esperadas en el proceso de tratamiento son críticas, con temperaturas en el líquido por debajo de los  $15^\circ\text{C}$ , deberán tomarse todos los recaudos necesarios para disminuir las pérdidas de calor. Para lograr este objetivo, se emplearán reactores más profundos y se elegirá cuidadosamente el sistema de aereación.

Por el contrario, si se esperan condiciones de altas temperaturas, el diseñador deberá considerar la posibilidad de que ocurra denitrificación en el sedimentador secundario. La denitrificación en esta etapa del tratamiento perjudicaría notablemente la eficiencia del sistema, ya que provocaría la flotación y el posterior escape de partículas de sólidos biológicos con el líquido clarificado. Esta situación traería aparejado un incremento de la DBO del efluente. Para disminuir esta posibilidad deberá diseñarse cuidadosamente el sedimentador secundario, adoptándose condiciones de operación que impidan la generación de zonas anóxicas en el sedimentador. Por ejemplo, es conveniente mantener altas concentraciones de OD en el reactor y aumentar la recirculación de barros.



## B.2.- Efecto del pH

Como se mencionó anteriormente, durante la reacción de nitrificación se generan  $H^+$  que tienden a disminuir el pH del sistema y también la actividad de los micro-organismos autotróficos.

Si la alcalinidad del agua residual es insuficiente para neutralizar los  $H^+$  producidos, se deberá evaluar la necesidad del agregado adicional de un álcali. En tal caso, se recomienda emplear hidróxido de sodio (NaOH) o carbonato de sodio ( $NaCO_3$ ). No es conveniente la utilización de cal como agente neutralizante, ya que ésta reaccionará con los compuestos carbonatados y bicarbonatados, que son la fuente de carbono de los microorganismos nitrificantes (autótrofos), precipitándolos como carbonato de calcio ( $CaCO_3$ ).

En los ejemplos de diseño se presentará una metodología para evaluar la capacidad neutralizante de la alcalinidad presente en el desecho a tratar.

## B.3.- Efecto de la Concentración de Oxígeno Disuelto (OD)

Algunos resultados experimentales parecen indicar que la actividad de los microorganismos nitrificantes se inhibe a concentraciones de OD inferiores a 3 mg/L. Sin embargo, esto sería consecuencia de que el gradiente de concentración es insuficiente para difundir el OD hasta el interior de los flocs biológicos y no a una inactivación real de las bacterias nitrificantes.

## C.- Modelos Cinéticos Empleados para el Diseño del Proceso de Nitrificación

Básicamente, para el diseño de los procesos de nitrificación se emplean dos modelos cinéticos:

- a) Modelo de Adams y Eckenfelder.
- b) Modelo de Monod o Michaelis-Menten.

El modelo de Adams y Eckenfelder fue propuesto por estos investigadores a partir de la correlación de los datos experimentales que obtuvieron empleando reactores de flujo continuo y mezcla completa a escala laboratorio. En la figura 11.13.22 se muestra una curva típica que representa a este modelo.

Modelo de  
Adams Y  
Eckenfelder

$$\ln \frac{NTK_e}{NTK_0} = -k_N (X^*t - X^*t|_{\text{límite}})$$

Donde:

$NTK_e$  y  $NTK_0$  = concentraciones de nitrógeno total Kjeldahl de salida y alimentación respectivamente.

$k_N$  = constante de nitrificación.

$X$  = concentración de sólidos suspendidos.

$t$  = tiempo de permanencia hidráulica.

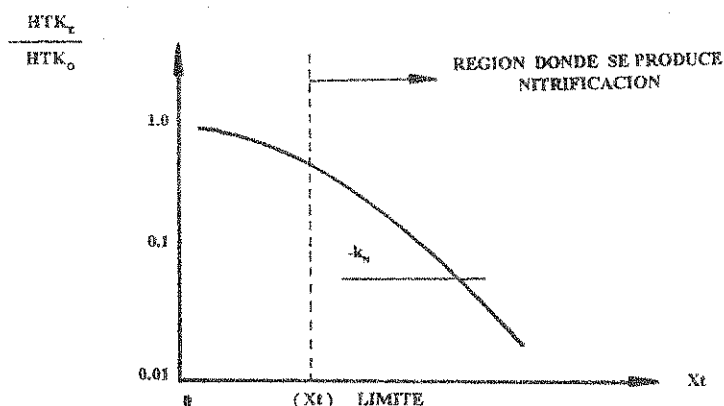


Figura 11.13.22

#### Modelo de Adams y Eckenfelder

El producto  $X \cdot t |_{\text{límite}}$  representa la permanencia mínima que debe tener la biomasa en el sistema para que no se produzca el lavado o desaparición progresiva de los microorganismos nitrificantes. Del modelo, surge que este valor límite puede ser alcanzado de dos formas: aumentando la concentración de la biomasa en el reactor, es decir aumentando la edad del barro, o bien incrementando la permanencia del líquido a tratar en el tanque de aereación.

Los valores de  $X \cdot t |_{\text{límite}}$  y  $k_N$  dependen, entre otros factores, del tipo de agua residual a tratar, de la temperatura, del pH y de la concentración de OD. Siempre que sea posible, estas constantes deben ser determinadas experimentalmente.

Para corregir el valor de  $k_N$  por temperatura, Adams y Eckenfelder recomiendan emplear una ecuación tipo Arrhenius, con un valor de  $\theta = 1,07$ .

$$k_{N,T} = k_{N,20} \theta^{(T - 20)}$$

Otro modelo que suele emplearse en los procesos de nitrificación se basa en la cinética de Monod.

$$k_{\text{nitrificación}} = \frac{k_0 | \text{nitrificación} * NTK_e}{(K_M | \text{nitrificación} + NTK_e)}$$

Todas las constantes cinéticas para nitrificación, pueden determinarse experimentalmente empleando las mismas técnicas que para los procesos de barros activados que sólo remueven materia orgánica carbonácea.

Para corregir el coeficiente de máxima velocidad de crecimiento,  $k_0 | \text{nitrificación}$ , se recomienda la siguiente expresión:

$$k_0' | \text{nitrificación} = k_0 | \text{nitrificación} e^{0,098(T - 15) *}$$

$$* \frac{OD}{K_{OD} + OD} [1 - 0,833 (7,2 - pH)]$$

#### D.- Requerimiento de Oxígeno para la Oxidación de Materia Orgánica Carbonácea y la Nitrificación

El oxígeno requerido por el sistema de barros activados para la oxidación de la materia orgánica carbonácea y la nitrificación puede estimarse utilizando la siguiente expresión:

$$\text{kg O}_2/\text{día} = f [a * Q_0 * (S_0 - S) + b * X * V + 4,57 * Q_0 * (NTK_0 - NTK_e)]$$

Los dos primeros términos representan el oxígeno requerido para oxidar la materia orgánica carbonácea y el tercer término el oxígeno necesario para la nitrificación. Siempre que sea posible, los coeficientes a y b deben ser determinados experimentalmente.

Una vez establecida la masa de oxígeno que debe ser transferida al reactor en la unidad de tiempo, y conocido el rendimiento de los aereadores a ser empleados, se puede estimar la potencia total necesaria.

#### E.- Determinación del Efecto de la Generación de $H^+$ Durante la Nitrificación

La alcalinidad presente en las aguas residuales en forma natural, actúa como un "buffer" o amortiguador frente al agregado de ácidos o bases. Por lo tanto, el efecto de los cambios de concentración debido a protones o hidroxilos en la solución acuosa se ve atenuado por esa alcalinidad.

De este modo, las reacciones de equilibrio de los carbonatos y bicarbonatos en solución pueden representarse mediante las siguientes expresiones:



Ambas reacciones están representadas por las constantes de equilibrio  $K_1$  y  $K_2$  expresadas en moles/L.

$$K_1 = \frac{[\text{HCO}_3^-] [\text{H}^+]}{[\text{H}_2\text{CO}_3]}$$

$$K_2 = \frac{[\text{CO}_3^{2-}] [\text{H}^+]}{[\text{HCO}_3^-]}$$

Los valores de  $K_1$  y  $K_2$  pueden estimarse mediante las correlaciones de Loewenthal y Marais:

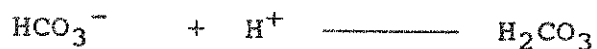
$$\log K_1 = - \frac{17052}{T} - 215,21 \log T + 0,12675 T + 545,56$$

$$\log K_2 = - \frac{2902,39}{T} - 0,02379 T + 6,498$$

Donde:

$T$  = temperatura de la solución acuosa ( $^{\circ}\text{K}$ )

Frente al agregado de ácidos o bases, los bicarbonatos en equilibrio reaccionan de la siguiente manera:



Para el caso del agregado de un ácido fuerte a una solución "buffer" de carbonatos, Weber y Stumm determinaron que la intensidad "buffer"  $\beta$  de la solución, es decir su

capacidad de regular el pH, puede estimarse mediante la siguiente ecuación:

$$B = 2,3 \left[ \frac{A * B}{C} + [H^+] + [OH^-] \right]$$

Siendo:

$$A = \alpha \{ [\text{alcal.}] - [OH^-] + [H^+] \}$$

$$\alpha = \frac{K_1}{K_1 + [H^+] + \frac{K_1 * K_2}{[H^+]}}$$

$$B = [H^+] + \frac{K_1 * K_2}{[H^+]} + 4 K_2$$

$$C = K_1 \left[ 1 + \frac{2 K_2}{[H^+]} \right]$$

Donde:

[alcal.] = alcalinidad total expresada en moles/L.

$$[\text{alcal.}] = \frac{\text{mg CaCO}_3/\text{l}}{50 \cdot 1000}$$

y por definición de pH:

$$[H^+] = 10^{-pH}$$

$$[OH^-] = \frac{10^{-14}}{10^{-pH}}$$

Los valores de la concentración de  $[H^+]$  y  $[OH^-]$  corresponden a antes del agregado del ácido.

Determinado el valor  $\beta$  puede estimarse la variación de pH esperable mediante la siguiente expresión,

$$\beta = - \frac{[H^+]}{(pH)}$$

y por lo tanto:

$$(pH) = - \frac{[H^+]}{\beta}$$

**F.- Diseño de un Proceso de Barros Activados Combinado para la Remoción de la Materia Orgánica Carbonácea y la Nitrificación**

En esta sección se describe una metodología para determinar el volumen del tanque de aereación de un proceso de barros activados combinado donde tienen lugar la remoción de la materia orgánica carbonácea y la nitrificación.

Además, se determinan las condiciones de operación del sistema:

- tiempo de residencia hidráulica ( $\theta$ ).
- tiempo de retención celular ( $\theta_C$ ).
- recirculación (R).
- oxígeno requerido ( $O_2$ ).
- potencia requerida (HP).
- cantidad de barros en exceso.

Las condiciones supuestas son:

- Mezcla completa.
- Cinética de Michaelis-Menten.

**EJEMPLO N° 11.13.2**

Determinar las dimensiones de un proceso de barros activados mezcla completa donde se debe tratar un caudal medio de 1500 m<sup>3</sup>/día de un líquido cloacal doméstico. Se desea lograr la nitrificación del agua residual aun en las condiciones extremas esperables.

Luego de las etapas de tratamiento preliminar y primario las características del líquido a tratar son:  $DBO_5 = 250 \text{ mg/L}$  y  $NTK = 40 \text{ mg/L}$ . Las temperaturas mínima y máxima esperables en el líquido a tratar son de  $18^\circ\text{C}$  y  $25^\circ\text{C}$  respectivamente. El pH promedio de la alimentación al sistema de tratamiento es de 7,5 y la alcalinidad es de  $250 \text{ mg CaCO}_3/\text{L}$ . En todo momento la concentración de oxígeno disuelto en el reactor será de  $3 \text{ mg/L}$  como mínimo.

### 1) Determinación del coeficiente de crecimiento específico para la nitrificación.

Se determina el valor del coeficiente de máximo crecimiento específico para la etapa de nitrificación, corregido para las condiciones más desfavorables de funcionamiento del proceso, en este caso,  $18^\circ\text{C}$ .

$$k_0' | \text{nitrificación} = k_0 | \text{nitrificación} * e^{0,098(T-15)} * \frac{OD}{K_{OD} + OD} [1 - 0,833 (7,2 - \text{pH})]$$

Donde:

$K_{OD}$  = Constante de aereación que depende del tipo de aereador ( $\text{mg/L}$ ).

Adoptando como valores típicos:

$$k_0 | \text{nitrificación} = 0,3 \text{ día}^{-1}$$

$$K_{OD} = 0,5 \text{ mg/L}$$

y teniendo en cuenta las condiciones operativas:

$$\text{Temperatura} = 18^\circ\text{C}$$

$$\text{pH} = 7,5$$

Queda:

$$k_0' | \text{nitrificación} = 0,43 \text{ día}^{-1}$$

### 2) Corrección del coeficiente de respiración endógena.

A continuación, se debe corregir el valor del coeficiente de respiración endógena de los microorganismos nitrificantes para la temperatura de trabajo. Por ejemplo, para los valores típicos:

$$k_d | \text{nitrificación} = 0,05 \text{ día}^{-1}$$

$$\theta = 1,022.$$

$$k_d \Big|_{\text{nitrificación}}^{T^{\circ}\text{C}} = k_d \Big|_{\text{nitrificación}}^{20^{\circ}\text{C}} * \theta^{(T - 20)}$$

y teniendo en cuenta la temperatura de operación crítica:

$$k_d \Big|_{\text{nitrificación}}^{18^{\circ}\text{C}} = 0,048 \text{ día}^{-1}$$

### 3) Cálculo de la edad mínima del barro.

Se calcula la edad del barro mínima para alcanzar las condiciones de nitrificación.

$$\theta \Big|_{\text{C nitrificación}}^{\text{mín}} = \frac{1}{k' \Big|_{\text{nitrificación}} - k \Big|_{\text{nitrificación}}^{T^{\circ}\text{C}}}$$

Tomando en cuenta los valores ya corregidos calculados anteriormente:

$$\theta \Big|_{\text{C nitrificación}}^{\text{mín}} = 2,6 \text{ días}$$

### 4) Determinación de la edad del barro para el diseño.

Adoptando un factor de seguridad, se determina la edad del barro para el diseño.

Para un factor: FS = 2

$$\theta \Big|_{\text{C nitrificación}}^{\text{diseño}} = \text{FS} * \theta \Big|_{\text{C nitrificación}}^{\text{mín}}$$

$$\theta \Big|_{\text{C nitrificación}}^{\text{diseño}} = 5,2 \text{ días}$$



### 5) Cálculo de la concentración de sustrato.

Se calcula la concentración de la materia orgánica carbonácea obtenible a partir de la edad del barro adoptada previamente para el diseño ( $\theta_C$ ). Por ejemplo, para los siguientes valores típicos de las constantes cinéticas correspondientes a la remoción de materia orgánica carbonácea:

$$K_m = 150 \text{ mg DBO}_5/\text{l}$$

$$k_0 = 9,6 \text{ día}^{-1}$$

$$k_d = 0,05 \text{ día}^{-1}$$

La concentración de sustrato ( $\text{DBO}_5$ ) resultará:

$$S = \frac{K_m * (1 + k_d * \theta_C)}{\theta_C * (k_0 - k_d) - 1}$$

$$S = 3,9 \text{ mg DBO}_5/\text{L}$$

Si la concentración de sustrato ( $\text{DBO}_5$ ) calculada es superior a la concentración establecida como meta para el efluente, la etapa controlante del proceso es la remoción de la materia orgánica carbonácea. Consecuentemente, deberá seleccionarse otro  $\theta_C$  hasta alcanzar la meta propuesta.

Generalmente, la nitrificación es la etapa controlante del sistema y por lo tanto determina el valor de  $\theta_C$ .

### 6) Determinación del tiempo de residencia hidráulico ( $\theta$ ).

Se define el tiempo de residencia hidráulico en el reactor, suponiendo una concentración de sólidos suspendidos volátiles en la cámara de aereación ( $X$ ).

Para una concentración:  $X = 2500 \text{ mg/L}$

$$\theta = \frac{Y_H * (S_0 - S)}{1 + k_d * \theta_C} * \frac{\theta_C}{X}$$

Adoptando un valor típico para el factor de crecimiento de los microorganismos heterotróficos:

$$Y_H = 0,5 \text{ mg SSV/mg DBO}_5$$

El tiempo de residencia hidráulico resulta:

$$\theta = 0,2 \text{ días} = 4,8 \text{ h}$$

7) Cálculo del volumen del tanque de aereación.

Tomando en cuenta que el caudal promedio diario es de  $1500 \text{ m}^3/\text{d}$ , y que el tiempo de residencia hidráulico calculado es de 0,2 días, el volumen resulta:

$$V = \theta Q_0$$

$$V = 300 \text{ m}^3$$

8) Estimación de la producción de biomasa heterotrófica.

Adoptando las constantes cinéticas ya citadas en 5) y 6), considerando el caudal promedio diario, la  $\text{DBO}_5$  promedio de entrada al reactor, y la  $\text{DBO}_5$  resultante calculada en 5), se puede estimar la biomasa heterotrófica que se generará diariamente:

$$X_H = Y_H * Q_0 * (S_0 - S) - k_d * X_H * V$$

$$X_H = 147 \text{ kg/día}$$

9) Determinación de la concentración de  $\text{N-NH}_4^+$  en el líquido tratado.

Se recurre a las siguientes relaciones para determinar el factor de utilización del sustrato, en este caso  $\text{N-NH}_4^+$ :

$$U = \frac{1}{Y_N} \left[ \frac{1}{\theta_C} \text{ nitrificación} + k_d \text{ nitrificación} \right]$$

$$U = \frac{k_0' \text{ nitrificación} * N}{Y_N * (K_N + N)}$$

Igualando ambos miembros de la derecha y despejando N se tiene:

$$N = \frac{K_N}{\frac{k_0'}{(1/\theta_C + k_d)} - 1}$$

Donde:

$K_N$  = Constante de Michaelis-Menten para denitrificación.

De acuerdo con la expresión recomendada por EPA (Process design manual for nitrogen control - 1975)  $K_N$  se calcula mediante:

$$K_N = 10^{0,051T - 1,158}$$

$$K_N = 0,575 \text{ mg N-NH}_4^+/l$$

La concentración de  $\text{N-NH}_3$  en el líquido tratado resulta entonces:

$$N = 0,73 \text{ mg N-NH}_4^+/l$$

#### 10) Estimación de la producción de biomasa autotrófica.

Se puede estimar la producción de biomasa autotrófica, conociendo su factor de crecimiento. Adoptando un valor típico como:

$$Y_N = 0,1$$

Teniendo en cuenta además las ecuaciones de balance de masa presentadas en 11.13.2.1.B, el caudal medio, las concentraciones de NTK de afluente y efluente y la biomasa heterotrófica ya estimada, se tiene:

$$X_N = Y_N \{ [f * Q_0 * (NTK_0 - NTK_e)] - 0,12 * X_H \}$$

$$X_N = 4,1 \text{ kg/día}$$

#### 11) Cálculo de la fracción de nitrificantes.

Tomando en consideración las biomazas heterotrófica y autotrófica estimadas, se calcula la fracción de nitrificantes:

$$F_N = \frac{X_N}{X_H + X_N} * 100$$

$$F_N = 2,7 \%$$

12) Cálculo de la masa de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> nitrificado por día.

En base a las ecuaciones presentadas en 11.13.2.1.B y a las concentraciones y masas ya estimadas se calcula la masa de nitrógeno nitrificado:

Masa de nitrógeno  
nitrificado

$$(\text{kg N-NH}_4^+/\text{d}) = f \cdot Q_0 \cdot (\text{NTK}_0 - \text{NTK}_e) - 0,12 \cdot (X_H + X_N)$$

$$\text{kg N-NH}_4^+/\text{d} = 41 \text{ kg/día}$$

13) Cálculo de los H<sup>+</sup> generados en la reacción de nitrificación.

Tomando en cuenta la ecuación química que expresa la nitrificación, se verifica que cada kg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> nitrificado genera 0,143 kg H<sup>+</sup>



$$\text{o bien: } \begin{array}{ccc} 14 \text{ g} & & 2 \text{ g} \\ 1000 \text{ g} & & 143 \text{ g} \end{array}$$

Por lo tanto, los protones generados diariamente serán:

$$\text{kg H}^+/\text{día} = 0,143 \text{ kg H}^+/\text{kg N-NH}_4^+ \cdot 41 \text{ kg N-NH}_4^+/\text{día}$$

$$\text{kg H}^+/\text{día} = 5,9 \text{ kg H}^+/\text{día}$$

14) Estimación del efecto de la generación de H<sup>+</sup> sobre el pH en el reactor.

En base a las ecuaciones de Loewenthal y Marais se estiman las constantes de equilibrio para el bicarbonato (CO<sub>3</sub>H<sup>-</sup>) y el carbonato (CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>), K<sub>1</sub> y K<sub>2</sub> respectivamente.

$$\log K_1 = - \frac{17052}{T} - 215,21 \log T + 0,12675 \cdot T + 545,56$$

$$\log K_1 = - 6,405$$

$$K_1 = 3,9 \cdot 10^{-7} \text{ moles/L}$$

$$\log K_2 = - \frac{2902,39}{T} - 0,02379 \cdot T + 6,498$$

$$\log K_2 = -10,393$$

$$K_2 = 4,0 \times 10^{-11} \text{ moles/l}$$

Del pH del líquido a tratar puede calcularse la concentración de protones como:

$$[H^+] = 10^{-pH} = 10^{-7,5} = 3,2 \times 10^{-8} \text{ moles/L}$$

Ahora, se requiere estimar la capacidad buffer  $\beta$  :

$$\beta = 2,3 \left[ \frac{A * B}{C} + [H^+] + [OH^-] \right]$$

Para ello se necesita calcular:

$$A = \alpha \{ [\text{alcal.}] - [OH^-] + [H^+] \}$$

Donde:

$$\alpha = \frac{K_1}{K_1 + [H^+] + \frac{K_1 K_2}{[H^+]}}$$

$$\alpha = 0,924$$

Teniendo en cuenta que la alcalinidad del líquido cloacal es 250 mg  $\text{CaCO}_3/\text{L}$ , se puede expresar en moles/L:

$$\text{mg } \text{CaCO}_3/\text{L total} = 250 \text{ mg/L}$$

$$[\text{alcal.}] = \frac{\text{mg } \text{CaCO}_3/\text{L total}}{50 * 1000}$$

$$[\text{alcal.}] = 0,005 \text{ moles/l}$$

La concentración de oxhidrilos se calcula mediante:

$$[OH^-] = \frac{10^{-14}}{10^{-pH}}$$

$$[OH^-] = 3,2 \times 10^{-7} \text{ moles/l}$$

Reemplazando, A resulta:

$$A = \alpha\{[\text{alcal.}] - [\text{OH}^-] + [\text{H}^+]\}$$

$$A = 4,6 \times 10^{-8}$$

B y C se calculan mediante:

$$B = [\text{H}^+] + \frac{K_1 K_2}{[\text{H}^+]} + 4 K_2$$

$$B = 3,2 \times 10^{-8}$$

$$C = K_1 * \left[ 1 + \frac{2 K_2}{[\text{H}^+]} \right]$$

$$C = 3,9 \times 10^{-7}$$

Finalmente, reemplazando A, B, C y las concentraciones correspondientes para protones  $[\text{H}^+]$  y oxhidrilos  $[\text{OH}^-]$  se puede calcular la capacidad buffer de la solución ( $\beta$ ):

$$\beta = 8,7 \times 10^{-4} \text{ moles/litro}$$

$$\beta = 8,7 \times 10^{-4} \frac{\text{moles}}{\text{litro}} * 1500 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} * 1000 \frac{\text{L}}{\text{m}^3}$$

$$\beta = 1307,5 \text{ moles/día}$$

Ahora se puede estimar la masa de protones que reacciona con la alcalinidad ingresante al reactor diariamente, tomando en consideración la relación de recirculación, que en este caso vale 0,32:

$$[\text{H}^+] = \frac{\text{kg H}^+/\text{día}}{Q} = 0,0039 \text{ g/L}$$

$$[\text{H}^+] = 0,0039 \text{ g/L} = 3,9 \times 10^{-3} \text{ moles/L}$$

$$\begin{aligned} \text{moles/día H}^+ &= 3,9 \times 10^{-3} * 0,32 * 1500 * 10^3 \\ &= 1872 \text{ moles/día} \end{aligned}$$

La influencia sobre el pH será:

$$(pH) = - \frac{[H^+]}{\beta} = - 1,4$$

Este valor indica que el pH del reactor descendería en 1,4 unidades debido a la acidez generada en el proceso de nitrificación.

15) Cálculo de la relación de recirculación.

$$R = \frac{\theta/\theta_C - 1}{1 - X_R/X}$$

Suponiendo un valor de concentración de sólidos suspendidos en la recirculación de:

$$X_R = 10.000 \text{ mg/l,}$$

El nivel de recirculación requerido será de:

$$R = 0,32$$

16) Estimación del requerimiento de oxígeno.

Tomando en cuenta las ecuaciones presentadas en 11.13.2.1.D se calcula el requerimiento de oxígeno:

$$\text{kg O}_2/\text{día} = f [a Q_0 (S_0 - S) + b X V + 4,57 Q_0 (NTK_0 - NTK_e)]$$

Suponiendo los siguientes valores típicos:

$$a = 0,7$$

$$b = 0,1 \text{ día}^{-1}$$

El requerimiento de oxígeno resulta:

$$\text{kg O}_2/\text{día para el requerimiento biológico} = 607 \text{ kg O}_2/\text{día}$$

$$\text{kg O}_2/\text{día que sale con el líquido efluente} = f * C_L * Q_0$$

$$\text{kg O}_2/\text{día que sale con el líquido efluente} = 4,5 \text{ kg O}_2/\text{día}$$

$$\text{kg O}_2/\text{día total} = 607 + 4,5 = 611,5 \text{ kg O}_2/\text{día}$$

### 17) Estimación de la potencia requerida para aereación.

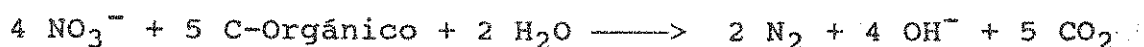
Para estimar la potencia requerida se adopta un rendimiento de los aereadores de 2 kg O<sub>2</sub> / (HP.h).

$$HP = f * \frac{\text{kg O}_2/\text{día}}{\text{kg O}_2/(\text{HP.h})}$$

$$HP = 13 \text{ HP}$$

### 11.13.2.2.- Denitrificación

La denitrificación se efectúa en condiciones anóxicas, es decir en ausencia de oxígeno disuelto y en presencia de compuestos oxidados de nitrógeno (NO<sub>x</sub><sup>-</sup>), y mediante un aporte adecuado de materia orgánica carbonácea.



La condición de anoxia es imprescindible para que se produzca la denitrificación. Dado que los microorganismos que intervienen en este proceso son heterótrofos facultativos, si las condiciones del medio son aeróbicas, oxidarán la materia orgánica empleando el oxígeno disuelto en lugar de los compuestos NO<sub>x</sub><sup>-</sup>.

La velocidad de la reacción de denitrificación puede representarse adecuadamente mediante la cinética de Monod o Michaelis-Menten, el pH óptimo está cercano a la neutralidad y la temperatura en el licor mezcla no es tan crítica como en el proceso de nitrificación.

### A.- Coeficientes Cinéticos Típicos del Proceso de Denitrificación

En el cuadro 11.13.4 se presentan valores típicos de los coeficientes cinéticos en el proceso de denitrificación.



Cuadro 11.13.4

Valores típicos para coeficientes cinéticos de denitrificación.

Denominación	Nomenclatura y unidades	Valores Típicos
Coeficiente de máxima velocidad de crecimiento	$k_0$ [día <sup>-1</sup> ]	0,4
Constante de Michaelis-Menten	$K_m$ [mg N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> /l]	0,1
Factor de crecimiento	$Y$ [mg SSV/mg N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ]	0,7
Constante de respiración endógena	$k_d$ [día <sup>-1</sup> ]	0,05

#### B.- Factores que afectan la Denitrificación

##### Requerimiento de Materia Orgánica Durante el Proceso de Denitrificación

Como los microorganismos denitrificantes son heterótrofos, su fuente de carbono son los compuestos orgánicos carbonáceos. Para propósitos de diseño puede estimarse que durante el proceso de denitrificación se requieren aproximadamente 4 kg DBO<sub>5</sub>/kg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> denitrificado.

De acuerdo a Siebritz et al., no puede lograrse la total denitrificación si la relación NTK/DQO del líquido residual es mayor a aproximadamente 0,08.

##### B.1.- Efecto inhibidor del oxígeno disuelto sobre la denitrificación

La presencia de oxígeno molecular en el licor mezcla inhibe completamente el proceso de denitrificación. En estas condiciones, los microorganismos denitrificantes emplean el oxígeno disuelto en lugar del oxígeno combinado en los compuestos NO<sub>x</sub><sup>-</sup>. Por lo tanto, sólo puede haber denitrificación en condiciones anóxicas, tal que la respiración de los microorganismos sea anaeróbica.

##### B.2.- Efecto de la Denitrificación sobre la Alcalinidad y el pH

De la expresión que resume la reacción de denitrificación puede deducirse que, contrariamente al proceso de nitrificación, se produce un aumento de la alcalinidad, atenuando de esta manera el efecto de la

generación de protones durante la nitrificación. Para el diseño puede suponerse que se producen 3 mg de alcalinidad por cada mg de  $N-NO_x^-$  reducido.

### B.3.- Efecto del pH y la Temperatura sobre la Velocidad de Denitrificación

La incidencia del pH y la temperatura sobre la velocidad de denitrificación no es tan acentuada como en el proceso de nitrificación, existiendo evidencias de denitrificación en el rango de pH de 4 a 9,5 y temperaturas cercanas a 0°C.

En general, puede considerarse que el pH óptimo para la denitrificación está en el rango de entre 6,5 y 7,5, y la temperatura de máxima actividad denitrificante está en el orden de los 40°C.

En caso de disponerse de evidencia experimental, puede emplearse una ecuación tipo Arrhenius para corregir los coeficientes cinéticos por efecto de la temperatura.

#### EJEMPLO N° 11.13.3

Empleando los mismos datos del ejemplo desarrollado para el proceso de nitrificación (problema 11.13.2) y los valores típicos de los coeficientes cinéticos de la tabla anterior, determinar el volumen de la zona anóxica del tanque de aereación, el tiempo medio de residencia de los sólidos biológicos en esta etapa del tratamiento, la cantidad de barros en exceso y la biomasa denitrificante generada.

##### 1) Cálculo de la edad mínima del barro

$$\theta_{C, dn}^{min} = \frac{1}{k_0 - k_d}$$

$$\theta_{C, dn}^{min} = 2,9 \text{ días}$$

##### 2) Cálculo de la edad del barro de diseño

Empleando un factor de seguridad de por ejemplo FS igual a 2, se calcula la edad del barro de diseño.

$$\theta_{C, dn}^{diseño} = FS * \theta_{C, dn}^{min}$$

$$\theta_c^{\text{diseño}} \Big|_{dn} = 5,8 \text{ días}$$

### 3) Cálculo del factor de utilización de sustrato

$$U|_{dn} = \frac{1}{Y|_{dn}} \left[ \frac{1}{\theta_c^{\text{diseño}} \Big|_{dn}} + k_d|_{dn} \right]$$

$$U|_{dn} = 0,28$$

### 4) Determinación de la concentración de N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> en el afluente

$$[N-NO_3^-] = \frac{U|_{dn} Y|_{dn} K_m|_{dn}}{(k_o|_{dn} - U|_{dn})}$$

$$[N-NO_3^-] = 0,26 \text{ mg/L}$$

### 5) Cálculo del tiempo de residencia hidráulico de la fase anóxica

En este caso, para el cálculo del tiempo de residencia hidráulico de la fase anóxica se adopta la misma concentración de biomasa que para la etapa de nitrificación:

$$X = 2500 \text{ mg/L}$$

Del ejemplo del proceso de nitrificación, la masa diaria de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> nitrificada es de 41 kg/día, por lo tanto la masa de [N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>]<sub>0</sub> que ingresa a la fase anóxica del reactor será:

$$[N-NO_3^-]_0 = \frac{10^3 [N-NH_4^+]}{Q_0 (1 + R)}$$

$$[N-NO_3^-]_0 = 20,7 \text{ mg/L}$$

$$\theta_{dn} = \frac{[N-NO_3^-]_0 - [N-NO_3^-]}{U_{dn} * X}$$

$$\theta_{dn} = 0,029 \text{ días} = 0,7 \text{ h}$$

6) Cálculo del volumen de la zona anóxica del reactor.

Teniendo en cuenta el tiempo de residencia hidráulica calculado y que el caudal diario medio del líquido a tratar es de 1500 m<sup>3</sup>/d, el volumen de la zona anóxica resulta:

$$V_{dn} = Q_0 \theta_{dn}$$

$$V_{dn} = 43,5 \text{ m}^3$$

7) Estimación del caudal másico de purga de barro.

A partir de la definición de edad del barro, se puede estimar la cantidad de barro en exceso que debe eliminarse del sistema si se considera solamente la denitrificación.

$$Q_e X_e + Q_w X_R = \frac{V_{dn} X}{\theta_c}$$

$$Q_e X_e + Q_w X_R = 18,7 \text{ kg/día}$$

8) Estimación de la generación de biomasa denitrificante

La generación de biomasa denitrificante se puede estimar empleando la relación propuesta por Benefield y Randall. En este caso se supone que:

$$OD = 0 \text{ mg/L}$$

$$X_{dn} = 0,53 [NO_3^-]_0 + 0,32 [NO_3^-] + 0,19 [OD]$$

Asimismo, la biomasa denitrificante puede calcularse en función de las concentraciones de N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>:

$$X_{dn} = 2,35 [N-NO_3^-]_0 + 0,60 [N-NO_3^-] + 0,19 [OD]$$

$$X_{dn} = 48,8 \text{ mg/L}$$

### 9) Cálculo de la zona de mezclado en la zona anóxica

Adoptando un nivel de potencia para la zona anóxica de  $5 \text{ W/m}^3$ , se puede calcular la potencia de mezclado necesaria.

$$P = 5 \text{ W/m}^3 * V|_{dn}$$

$$P = 217,5 \text{ W}$$

### 10) Cálculo de la alcalinidad generada

Alcalinidad generada  
(mg  $\text{CaCO}_3/\text{L}$ )  $= 3 * 20,7 = 62,1 \text{ mg/L}$

### 11.13.2.3.- Remoción de Fósforo

Los primeros informes con respecto a una remoción biológica de fósforo en exceso del requerido por el metabolismo de los microorganismos, fueron efectuados por Srinath et al. en 1959 y por Alarcón en 1961. Posteriormente, en 1965, Levin y Shapiro propusieron la hipótesis de que el mecanismo de acumulación y liberación de fósforo es biológico, que la acumulación del mismo se produce en condiciones aeróbicas y que su liberación se realiza en condiciones anaeróbicas. También, fueron ellos los primeros en señalar la posibilidad de que la acumulación de fósforo en las células se lleve a cabo dentro de gránulos de reserva, lo cual fue comprobado posteriormente por Fuhs y Chen. Además, demostraron experimentalmente que se produce una mayor acumulación de fósforo si se encuentra disponible materia orgánica carbonácea.

Sin embargo, recién en 1976 Barnard, en Sudáfrica, propone por primera vez un sistema de tratamiento dirigido específicamente a la remoción conjunta de nitrógeno y fósforo, surgiendo de esta manera los procesos BARDENPHO, BARDENPHO modificado o PHOREDOX. Todos los procesos que se propusieron posteriormente se basan en los mismos principios enunciados por estos pioneros.

Básicamente, existen dos hipótesis respecto de cómo actúa la etapa anaeróbica en el proceso de remoción de fósforo. Una hipótesis dice que la etapa anaeróbica, a través de la producción de los sustratos adecuados para la proliferación de microorganismos capaces de remover fósforo en exceso, ejerce una acción selectiva sobre la población bacteriana. En cambio, la otra hipótesis, dice que la función de la etapa anaeróbica es la de estimular la liberación del fósforo acumulado y de esta manera promover la posterior acumulación en la etapa aeróbica. Muy posiblemente, ambas hipótesis sean válidas.

Si bien el desarrollo y aplicación de esta tecnología es relativamente reciente, la experiencia reunida hasta el momento en la remoción biológica de fósforo ha puesto de relevancia los siguientes puntos:

- El efecto adverso de la presencia de nitratos y/u oxígeno disuelto (OD) en el barro recirculado a la etapa anaeróbica.
- La importancia de la relación  $DBO_5/P$  del líquido residual a tratar la cual debe ser superior a 20 ( $DBO_5/P > 20$ ).
- La relación  $NTK/DQO$  que debe ser inferior a 0,08 por su efecto sobre el proceso de denitrificación ( $NTK/DQO < 0,08$ ).
- El importante efecto de los compuestos fácilmente biodegradables, como por ejemplo los ácidos volátiles, en la fase anaeróbica del proceso.
- La escasa influencia de la temperatura del licor mezcla sobre la remoción de fósforo.
- Debido al alto contenido de fósforo acumulado en el barro biológico, la eficiencia de la etapa de sedimentación secundaria ejerce un efecto directo sobre la remoción de fósforo en exceso.

**A.- Remoción Biológica Conjunta de Materia Orgánica Carbonácea y Fósforo en Exceso, sin Nitrificación-denitrificación.**

En base a la consideraciones realizadas en el punto anterior, se establecen los siguientes lineamientos para el diseño de procesos biológicos dirigidos a la remoción conjunta de materia orgánica carbonácea y fósforo en exceso pero sin nitrificación-denitrificación:

- Dimensionar la etapa aeróbica del proceso siguiendo las mismas pautas que para el diseño de un proceso de barros activados convencional, del tipo de alimentación escalonada (step aeration) o aereación decreciente (tapered aeration).
- Diseñar la fase anaeróbica adoptando un tiempo de residencia hidráulico máximo de aproximadamente tres horas.
- Efectuar la recirculación de los barros biológicos a la alimentación del reactor biológico del sistema de tratamiento.

- Adoptar una potencia específica de mezclado en la etapa anaeróbica menor que  $3 \text{ W/m}^3$ , esto es suficiente para obtener la mezcla de las fases presentes y evitar la formación de vórtices y consecuentemente la solubilización del oxígeno.
- Mantener una concentración de OD en la etapa aeróbica de aproximadamente  $3 \text{ mg/L}$ . Se considera que esta concentración es suficiente para mantener aeróbico el manto de barros en el sedimentador secundario. Al mismo tiempo, este nivel de OD no es tan elevado como para que pueda ser perjudicial en la recirculación del barro biológico a la etapa anaeróbica.
- Mantener la altura del manto de barros suficientemente baja mediante una relación de recirculación adecuada, esto facilitará el mantenimiento de las condiciones aeróbicas en el sedimentador secundario evitando la liberación del fósforo acumulado en la biomasa.
- Al diseñar el sedimentador secundario, pueden seguirse las metodologías recomendadas para este tipo de unidades en los procesos de barros activados. En el caso de disponerse de datos experimentales se recomienda el empleo de la técnica de flujo Batch.
- Es recomendable la utilización de sedimentadores profundos, con una altura de pared lateral (SWD-Side Water Depth) del orden de 4 m.
- Es recomendable emplear un sistema de recirculación y extracción de barros continuo, esto disminuirá la resuspensión del barro sedimentado.
- Si los límites de vuelco para el fósforo son muy exigentes, puede resultar de utilidad el empleo de filtros terciarios de arena, en tal caso el retrolavado deberá recircularse a la alimentación del reactor biológico de tratamiento.
- En estos procesos, como sólo se pretende oxidar la materia orgánica carbonácea, los tiempos de tratamiento son relativamente cortos, resultando insuficientes para estabilizar convenientemente el barro biológico. Por ello, debe preverse una etapa posterior de tratamiento de la biomasa en exceso. Se recomienda el empleo de la digestión aeróbica. En tal caso, la recirculación del líquido sobrenadante a la entrada suele ser innecesaria ya que el líquido generalmente tiene un contenido de materia orgánica suficientemente baja. El barro digerido se deshidrata, por ejemplo en playas de secado, pudiéndose disponer directamente.

**B.- Remoción Biológica Conjunta de Materia Orgánica Carbonácea, Fósforo en Exceso con Nitrificación-denitrificación.**

De acuerdo con la experiencia acumulada hasta el presente en el diseño de procesos biológicos destinados a la remoción conjunta de materia orgánica carbonácea, fósforo en exceso y nitrógeno mediante nitrificación-denitrificación, se establecen las siguientes pautas de diseño y operación:

- Diseñar la fase aeróbica del proceso de acuerdo a la metodología desarrollada en la sección correspondiente al proceso de nitrificación.
- Si la relación NTK/DQO del agua residual a tratar es desfavorable, es decir mayor que aproximadamente 0,08 deberán evaluarse diferentes alternativas para disminuir artificialmente esta relación. Por ejemplo: desechar la etapa de sedimentación primaria (ya que la misma aumenta la relación NTK/DQO); instalar un mezclador intermitente en el sector anaeróbico del proceso (esto mejora la producción de ácidos volátiles debido a la descomposición anaeróbica de los sólidos sedimentados); recircular el líquido sobrenadante desde la etapa de digestión anaeróbica de los barros primarios u otras medidas similares.
- Existen ciertas evidencias experimentales acerca del efecto adverso de la zona anóxica sobre la sedimentabilidad del barro biológico, debido al desarrollo de microorganismos filamentosos. En este sentido, puede ser de utilidad prever la instalación de un selector, el cual consiste en un pequeño reactor anaeróbico de bajo tiempo de permanencia que favorece la inhibición del crecimiento de microorganismos filamentosos. Este concepto fue desarrollado por Chudoba.
- Debido a que en estos procesos combinados el tiempo de tratamiento suele ser lo suficientemente extenso para que el barro biológico esté bien estabilizado, no es necesario digerir la biomasa en exceso antes de su secado y disposición final.
- Todos los criterios mencionados anteriormente para los procesos de remoción biológica de la materia orgánica carbonácea y fósforo en exceso, son también válidos para los procesos que incluyen nitrificación-denitrificación.