



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES Y REUSOS

EVALUACION

ASISTENTES

NOVIEMBRE, 1985.

NOMBRE \_\_\_\_\_  
(Paterno) (Materno) (Apelativo)

I. -- Complete las aseveraciones siguientes:

- Los plaguicidas orgánicos se clasifican en dos grupos:  
\_\_\_\_\_ Y \_\_\_\_\_.
- La dosis letal media es la concentración de tóxico necesaria para matar \_\_\_\_\_% de los organismos, en menos de \_\_\_\_\_ horas.
- Los contaminantes que pueden ser degradados biológicamente se denominan \_\_\_\_\_.
- El contenido de plomo en las aguas naturales varía entre \_\_\_\_\_ mg/l y \_\_\_\_\_ mg/l.
- El modelo mas simple de autopurificación de las corrientes se debe a \_\_\_\_\_.
- En la autopurificación de una corriente, se distinguen tres zonas; estas son: \_\_\_\_\_, \_\_\_\_\_, Y \_\_\_\_\_.
- Para la remoción de sólidos gruesos de las aguas residuales se usan \_\_\_\_\_, \_\_\_\_\_, o \_\_\_\_\_.
- Las plantas de tratamiento de aguas residuales se diseñan para gasto y \_\_\_\_\_ de contaminantes \_\_\_\_\_.
- Existen dos formas de situar a los tanques de regulación en una planta de tratamiento; estos son en \_\_\_\_\_ y en \_\_\_\_\_.

- Una gráfica de volumen acumulado contra tiempo es una \_\_\_\_\_  
de \_\_\_\_\_.
- El volumen de un tanque de igualación es la suma del máximo \_\_\_\_\_  
acumulado y el máximo \_\_\_\_\_ acumulado.

II.- Escriba C dentro del paréntesis correspondiente si la aseveración es correcta y F si es falsa.

- En el mezclado rápido se usan agitadores de paletas ( )
- En procesos de coagulación el mezclado lento dura de 15  
a 30 min. ( )
- En el mezclado debe evitarse la formación de vórtices ( )
- La única función de un tanque desarenador es remover  
arena ( )
- La velocidad del agua en un desarenador debe ser uni-  
forme ( )
- La velocidad de sedimentación depende de la temperatura  
del agua ( )
- En el diseño de los desarenadores se considera un tama-  
ño de partícula de 0.2 mm. ( )
- La turbulencia reduce la eficiencia de la desarenación ( )
- Las arenas se pueden disponer mediante incineración ( )
- La irrigación es el proceso mas usado para la disposi-  
ción de aguas residuales en la tierra ( )

- En los filtros rociadores se pueden usar lechos de coque ( )
- El medio granular de los filtros rociadores tiene espesor aproximado de 1.80 m. ( )
- El tamaño de los granulos en los filtros rociadores es de 4 a 6 pulgadas. ( )
- Para que un filtro rociador funcione adecuadamente la DBO debe ser mayor a 500 mg/l ( )
- Existen dos tipos de lagunas aeradas, estos son: facultativas y completamente mezcladas ( )
- Las zanjas de oxidación constituyen una variante del proceso convencional de lodos activados ( )
- A mayor contenido de bioxido de carbono en el agua corresponde mayor pH ( )
- Las reacciones bioquímicas se aceleran al aumentar la temperatura ( )
- Los macronutrientes son carbono, cobalto y fósforo ( )
- Las lagunas de maduración se usan para reducir materia sedimentable ( )

- En la infiltración rápida el agua residual se aplica con tasas de 10 cm a 2 m/semana ( )
- Solamente existen dos métodos de aplicación de aguas residuales a la tierra: surco e inundación ( )
- La reacción del  $\text{Cl}_2$  en agua produce  $\text{HCl}$  ( )
- El  $\text{OCl}^-$  tiene mayor poder desinfectante que el  $\text{HOCl}$  ( )
- La reacción del hipoclorito de calcio con el agua produce cal hidratada ( )
- El metabisulfito de sodio inhibe la acción del cloro ( )
- El ozono se usa como reductor ( )
- Los reglamentos nacionales de calidad del agua permiten concentraciones de grasa en las descargas hasta de 80 mg/l ( )
- El límite permitido de sólidos sedimentables es de 100 mg/l ( )
- Las condiciones particulares de descarga se determinan de acuerdo con las características del cuerpo receptor ( )
- El cromo exavalente se oxida con sulfato ferroso ( )
- La nitrificación es un proceso aeróbico ( )
- Se produce desnitrificación cuando los nitratos se convierten a nitrógeno molecular ( )
- En la remoción de fósforo normal se puede usar cal ( )

- Bajando el pH el nitrógeno amoniacal se convierte en  $NH_3$  ( )
- Para remover olores se puede usar carbón activado ( )
- Para remover sólidos disueltos se usan resinas intercambiadoras ( )
- En el proceso de osmosis inversa se usan membranas permeables ( )
- El coeficiente de rearación de una corriente es proporcional a la profundidad del agua ( )
- El déficit de oxígeno de una corriente aumenta al aumentar el tiempo crítico. ( )
- En el tratamiento aeróbico de lodos el equipo de aeración se diseña considerando un factor de seguridad mayor que 2 ( )
- Los compresores centrífugos tienen eficiencia de 0.7 a 0.8 para gastos mayores a 15000 cfm ( )
- El índice volumétrico de lodos es una medida empírica de la sedimentabilidad del lodo ( )
- La edad de los lodos puede controlarse mediante la relación de recirculación ( )
- Los costos de construcción, por unidad de flujo, son proporcionales a la tercera potencia del flujo ( )
- La relación costos de construcción contra gastos son rectas log-log. ( )

- En los tanques de sedimentación la concentración de sólidos es uniforme ( )
- El proceso de sedimentación simple se usa para remover sólidos disueltos ( )
- En la sedimentación con coagulación las partículas mantienen su individualidad y tamaño ( )
- Para números de Reynold mayor que 2 las fuerzas de viscosidad predominan sobre las de gravedad ( )
- La velocidad de asentamiento de la partícula removida es igual al gasto a través del tanque de sedimentación dividido entre su área superficial ( )
- Dobbins y Camp desarrollaron una relación para compensar por turbulencia el volumen de un tanque de sedimentación ( )
- En la sedimentación floculenta aumenta el diámetro de las partículas al progresar la sedimentación ( )
- En la sedimentación discreta la trayectoria de las partículas es curva ( )
- En el diseño de los tanques API se usa la teoría de sedimentación floculenta ( )
- En el diseño de tanques API se considera un tamaño de partícula menor a 0.015 cm ( )
- La velocidad del agua en un tanque de sedimentación debe conservarse entre 15 y 91 cm/min. ( )

III. Subraye los conceptos que completen correctamente las siguientes aseveraciones.

- En la filtración rápida se puede utilizar

arena                      antracita                      pómez

- El uso de la filtración lenta se efectuó por primera vez en 1829, por

J. Simpson                      Dr. Snow                      Hazen

- La velocidad de filtración rápida esta comprendida entre, m/día

50-80                      120-180                      1000-1500

- En la remoción de partículas suspendidas por un lecho filtrante tienen lugar dos fenómenos.

adhesión                      repulsión                      transporte

- Antes de filtrarse, las aguas con alta turbiedad se deben

coagular                      aerar                      sedimentar                      clorar

- Para evitar consumos excesivos de agua, el lavado debe ser por lo menos de, horas

2-3                      100-120                      3-5                      6-8

- La densidad de la antracita normal varía entre

1.35 - 1.75                      2 - 2.5                      0.5 - 0.8

- En el análisis granulométrico de la arena el diámetro efectivo corresponde al peso acumulado de partículas mas finas, igual al

20                      40                      10                      50                      70

por ciento del peso total

- El coeficiente de uniformidad se expresa por la relación

$d_{70}/d_{20}$                        $d_{20}/d_{10}$                        $d_{60}/d_{10}$                        $d_{50}/d_{90}$



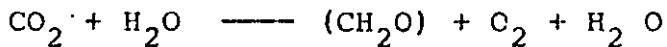
- Los siguientes factores afectan el proceso de filtración

tasa de filtración      carga hidráulica      espesor del lecho

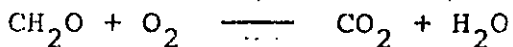
IV.- Relacione las fórmulas con los conceptos escribiendo en el paréntesis vacío las letras correspondientes.

- |     |                                 |        |                      |
|-----|---------------------------------|--------|----------------------|
| (a) | $\mu = \bar{\mu} S / (K_s + S)$ | (    ) | degradación orgánica |
| (b) | $y = L (1 - e^{-kt})$           | (    ) | Marais               |
| (c) | $z = Le^{-kt}$                  | (    ) | Monod                |
| (d) | $S_1 = S_0 / (KR + 1)$          | (    ) | Henry                |
| (e) | $C_s = K_{ss} p$                | (    ) | DBO                  |
|     |                                 | (    ) | Streeter             |

V.- Escriba los nombres de los siguientes procesos



\_\_\_\_\_



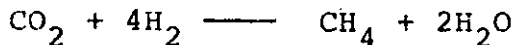
\_\_\_\_\_



\_\_\_\_\_

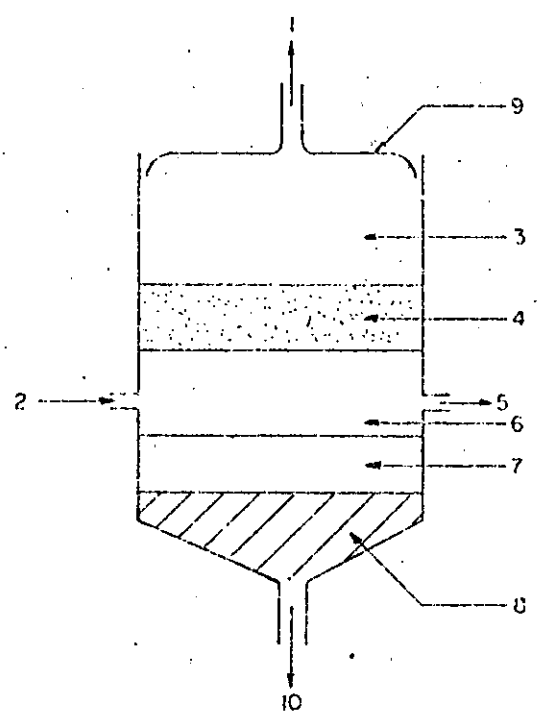


\_\_\_\_\_



\_\_\_\_\_

VI. El siguiente es un esquema de un digester anaerobio. Escriba los conceptos que corresponden a las partes señaladas.



- 1) \_\_\_\_\_
- 2) \_\_\_\_\_
- 3) \_\_\_\_\_
- 4) \_\_\_\_\_
- 5) \_\_\_\_\_
- 6) \_\_\_\_\_
- 7) \_\_\_\_\_
- 8) \_\_\_\_\_
- 9) \_\_\_\_\_
- 10) \_\_\_\_\_



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES INDUSTRIALES  
Y REUSOS

AGUAS RESIDUALES, CARACTERISTICAS, REGIMENES DE DESCARGA, EFECTOS EN LA  
SALUD, EN LA ECONOMIA Y EL AMBIENTE

M. EN C. EDMUNDO IZURIETA RUIZ

NOVIEMBRE, 1985.

I INTRODUCCION

Los tres fenómenos debidos al aumento demográfico, urbanización e industrialización están creando múltiples - problemas ecológicos que deberían preocuparnos y encontrar una pronta solución.

Todavía no se conoce el mecanismo sobre la adaptación del hombre al fenómeno ecológico; por lo mismo, es un imperativo plantear prontas soluciones a los problemas que tienden a modificar las características del ambiente.

El control sanitario del medio en el que vivimos es muy importante, las condiciones insalubres han producido más muertes y enfermedades que cualquier otro fenómeno. Por fortuna, la ingeniería sanitaria y ambiental, así como las disciplinas afines disponen, hoy en día, de técnicas - suficientes para sanear cualquier tipo de ambiente habitado por el hombre. La aplicación de esos conocimientos es prácticamente ilimitada, debiendo plantearse como meta, a ser alcanzada por todas las comunidades no sólo como un objetivo sanitario sino como una característica de progreso.

La contaminación podría describirse, en términos generales como la alteración desfavorable del medio que nos rodea, ocasionando problemas que tienden a gobernar la dinámica de la salud, de la economía y de los caracteres socia-

les del ser humano. La magnitud y complejidad de los problemas representan un desafío a todos los elementos consecutivos en esta sociedad.

El mejoramiento de la calidad del ambiente - requiere frecuentemente innovaciones técnicas, así como también mucha imaginación para llevar a cabo efectivos programas de control. Además, es indispensable la comprensión y apoyo de la comunidad para poder interrelacionar la calidad del medio que se desea con el costo de las acciones.

Los desperdicios o residuos producto, de la vida urbana, doméstica, social, agrícola, recreativa e industrial, que no son adecuadamente tratados y dispuestos ocasionan alteraciones físicas, químicas y biológicas en las características del aire, agua, suelo y la creación de problemas que deterioran los recursos materiales y naturales. Poco se conoce de las implicaciones a largo plazo que significan exponer al hombre a bajas concentraciones de sustancias tóxicas, en lo que respecta a aspectos fisiológicos y psicológicos. Estos y otros factores como el uso adecuado de la tierra, crecimiento industrial acelerado inducen al pronto establecimiento de programas bien administrados.

A partir de los estudios demográficos se podrá estimar en forma cualitativa y cuantitativa los problemas ambientales que pueden derivarse del incremento de las concentraciones urbanas en determinadas regiones del país. Será necesario evaluar con cifras el significado que tendrán esas grandes concentraciones humanas en las alteraciones que se produzcan en el agua y suelo.

El estudio y control de la contaminación requieren, de una acción conjunta y mancomunada entre todas las instituciones oficiales a los diferentes niveles. Será indispensable planear las actividades en tal forma que nos permita la preparación de programas, adiestramiento del personal y búsqueda de métodos para financiar, diseñar y operar las facilidades o medios de tratamiento.

Por otro lado, será necesario establecer normas sobre la calidad del medio ambiente para lo cual es indispensable disponer la información científica adecuada que nos permita definir los límites de calidad, integrar los estudios individualizados para poder relacionar los efectos existentes entre el medio y el hombre.

Asimismo, la definición de la calidad del me

dio que se desea tener será indispensable para determinar el costo de las medidas preventivas y de control.

## II CAUSAS Y EFECTOS DE LA CONTAMINACION DEL AGUA.

Son innumerables los ejemplos que pueden citarse para ilustrar como el hombre ha usado y abusado de las aguas superficiales, creando serias condiciones, muchas veces sin el conocimiento de las autoridades interesadas. Por fortuna, la intervención de ciertas personas de visión ha impedido que la situación empeore y se produzca un grave deterioro de ese recurso natural.

Los pasos acelerados que se están dando en los países de la América para lograr su pronto desarrollo está estimulado vivamente la creación de nuevas industrias, sean estas, grandes, medianas o pequeñas. Esta actividad, acompañada de la ilusión que significa dar trabajo a un grupo de personas, la producción de un nuevo artículo que impide la salida de divisas, el simple afán de figurar en la lista de países que están industrializándose, hace ignorar que ese ~~deseo~~ <sup>de ese deterioro</sup> movimiento debe ir aparejado de un profundo estudio sobre las posibles condiciones del medio que se crea con el nuevo establecimiento industrial.

establecimiento industrial.

Aire, agua y suelo deberán ser motivo de concretar las nuevas situaciones que se crean. La ubicación de la industria no sólo es importante para satisfacer los requerimientos sanitarios, si no para lograr economías en el desplazamiento de la fuerza laboral, deberá tomarse en consideración el futuro inmediato y mediano de la industria para predecir los aspectos sociales y económicos derivados de su localización.

Por pequeña que sea una industria, en su proceso, se requieren la disposición de desechos gaseosos, líquidos y sólidos. Estos residuos significan la adición de nuevos elementos al medio que modifican su composición creando situaciones adversas y perjudiciales para el ambiente fabril o al que tiene el hombre en las comunidades donde vive.

La urbanización es un fenómeno real de todos los pueblos, producto de la atracción que siente el hombre por la ciudad, sea para satisfacer sus necesidades económicas buscando un trabajo remunerativo o para satisfacer sus necesidades psicológicas y sociales, está generando, si no se la efectúa en forma ordenada y planeada, la creación de condiciones ambientales que tienden a degra



dar la calidad del medio. Residuos líquidos y sólidos tienden a disponerse al suelo o al agua, sin tener las implicaciones que eso acarrea si no se emplea la Tecnología adecuada.

La contaminación del agua, aparte de producir situaciones inadecuadas para que el hombre pueda usar ese recurso en la satisfacción de sus necesidades domésticas, agrícolas o industriales, origina la perturbación del medio en el que se desarrolla la comunidad acuática. Esa alteración puede ocasionar que ciertas especies proliferen y otras tiendan a desaparecer. Por ejemplo, las especies de protozoarios que se alimentan de bacterias pueden aumentar cuando la carga bacteriana es alta. Más aún, la contaminación puede ocasionar el desarrollo de ciertas especies que pueden soportar o tolerar la perturbación o desequilibrio, tomando ventaja de las nuevas condiciones. Al mismo tiempo, aquellas especies que no pueden tolerar el nuevo régimen ecológico originado tienden a reducirse o desaparecer.

La contaminación puede ocasionarse principalmente por la presencia de sólidos en suspensión, sustancias tóxicas, cargas orgánicas y el calor.

Los sólidos en suspensión producen la reducción de la

penetración de la luz en el agua. La luz es importante en el proceso de fotosíntesis que aporta oxígeno y sustituye al que es reducido por la respiración de los animales acuáticos. Se ha comprobado que la fotosíntesis es más importante que la turbulencia del agua para obtener la reoxigenación del ecosistema acuático.

Siendo el oxígeno disuelto un elemento indispensable para lograr la estabilización de la materia orgánica disuelta en el agua, lo lógico será establecer condiciones de equilibrio entre aquél y la demanda química y biológica de oxígeno. Esa relación nos da la pauta sobre la clase y grado de tratamiento que requiere un residuo líquido doméstico e industrial.

No siempre la contaminación del agua se debe únicamente a la carga orgánica, hay sustancias químicas que producen alteraciones en el medio acuático, entre las principales tenemos: plaguicidas, herbicidas, fungicidas; fertilizantes que actúan a través del nitrógeno y fósforo como nutrientes produciendo fenómenos de eutraficación; detergentes y metales pesados.

Los plaguicidas constituyen un grupo muy variado de sustancias tales como insecticidas, rodenticidas, molusquicidas, herbicidas, fungicidas. Su uso es muy variado y se lleva a cabo en

forma poco técnica, sin ajustarse a las especificaciones que existen para cada uno de ellos. En la agricultura se emplean básicamente para la protección de las siembras (herbicidas para el arroz, maíz y caña de azúcar; fungicidas para las patatas e insecticidas para una gran variedad de árboles), programas de salud pública para el control o erradicación de ciertos vectores responsables de la transmisión de enfermedades (paludismo, chagas y otras) y en el control de ciertos vectores que pueden no transmitir enfermedades pero constituyen molestias sanitarias, (viviendas, edificios comerciales e industrias).

Dada la enorme variedad de plaguicidas existentes, se los clasifica en dos grupos "A" y "B". Al primero pertenecen los organoclorados y los organofosforados y al segundo principalmente ciertos herbicidas. Todos ellos son tóxicos en mayor o menor grado, dependiendo de la concentración. Se han logrado establecer normas sobre los niveles de concentración tanto en el agua de consumo doméstico, alimentos y el agua donde hay vida acuática productiva.

Para las aguas superficiales que se emplean como fuente de abastecimiento se han fijado algunos criterios:

<u>Plaguicidas</u>	<u>Concentración</u> <u>(mg/l)</u>
Aldrín	0.017
Clordano	0.003
DDT	0.042
Dieldrina	0.017
Lindano	0.056

El uso de plaguicidas, principalmente en la agricultura, determina que por escurrimientos del agua se produzcan concentraciones en lagos, estuarios, costas, etc., hecho que reviste caracteres de toxicidad para una serie de especies acuáticas como ostras, camarones jóvenes y otras que son económicamente importantes. Las ostras, por ejemplo, pueden vivir en presencia de DDT hasta niveles de 0.1 mg/l; pero, a niveles 1,000 veces menores (0.1 Microgramos/litro) la producción es 20% de la normal y las poblaciones de camarones sufren una mortalidad del 20%.

La toxicidad de una sustancia se establece por el límite de tolerancia media (median tolerance limit T<sub>50</sub>), que consiste en la cantidad o concentración necesaria para matar el 50% de los organismos en 96 horas o menos.

La toxicidad de los plaguicidas se determina respecto - al camarón y los límites tolerables son los siguientes y están expresados en microgramos por litro ( $\mu$  g/l.)

<u>Plaguicida</u>	<u>T Lm - 48 Horas</u> <u><math>\mu</math> g/l</u>
Aldrín	0.04
BCH	2.0
Clordano	2.0
Lindano	0.2
DDT	0.6
Dieldrín	0.3

Otras sustancias que desempeñan papel importante en la contaminación del agua son los detergentes. Su uso está muy generalizado tanto en la industria como en la vida doméstica y se diferencian de los jabones en su estructura química y propiedades.

Hasta la presente fecha se han empleado detergentes - constituidos por fosfatos responsables del ablandamiento del agua. Por el hecho de producir grandes cantidades de espuma dificultan el tratamiento de las aguas negras, además, son sustancias de - compleja composición molecular difícil de ser agradable por medio de las bacterias. Los detergentes comunmente empleados se les co

noce como del tipo ABS (alky-benezene-sulfonate). Sus concentraciones en las aguas superficiales que se emplean como fuentes de abastecimiento doméstico se limita a 0.5 mg/l.

Estados Unidos e Inglaterra están haciendo grandes esfuerzos para reemplazar los detergentes aniónicos (ABS) por otros compuestos con menor contenido de fosfatos como el LAS, aún más, se ha determinado que el mejor sustituto será el Acido nitrilo-triacetato (NTA). Este compuesto es 60 por ciento degradable por los procedimientos biológicos empleados en el tratamiento de aguas residuales y las experiencias en animales revelan que no tiene efectos genéticos o evidencia de toxicidad.

Un fabricante sueco, recientemente ha dado a conocer haber producido un detergente que contiene 16 por ciento de citrato de sodio y es 100 por ciento biodegradable.

Existen otros elementos que alteran considerablemente la calidad del agua y por ello ocasionan su contaminación, estos son los metales pesados, que en altas concentraciones hacen indeseable al agua para el consumo doméstico o matan la vida acuática.

Entre los elementos tóxicos que juegan un papel impor-

tante tenemos el mercurio (Hg), plomo (Pb), níquel (Ni), cadmio (Cd) y arsénico (As).

Algunas experiencias han demostrado haber encontrado anomalías bioquímicas en personas expuestas a concentraciones de plomo (aire y agua) se añaden compuestos de plomo a la gasolina para evitar detonaciones. También, los compuestos de níquel presentes en el aceite diesel son de peligro potencial para la salud pública. Existe una clara relación entre el contenido de cadmio en los sistemas de abastecimiento de agua y las enfermedades cardiovasculares.

Por otra parte, metales como el zinc (Zn), magnesio (Mg) hierro (Fe), cobre (Cu), en concentraciones dos o tres veces mayores a los normales pueden producir daños que se hacen presentes solamente después de prolongados períodos.

Respecto al mercurio debemos mencionar que por efecto de la luz solar hay reacciones de fotosíntesis con la presencia de la materia orgánica (plankton), que desempeña un papel catalizador y transforma los compuestos inorgánicos de mercurio en metilmercurio que es absorbido por los peces, creando intoxicaciones en las personas que lo emplean como alimento. (Bahía de Minamata-

Japón).

En relación con el arsénico debemos mencionar que son muy conocidos los efectos que producen las altas concentraciones de ese elemento en el agua de consumo. Las normas establecen límites no mayores a 0.05 mg/l. Hay otro hecho importante respecto a este elemento y consiste en que hay varios detergentes de uso doméstico que contienen arsénico en cantidades variables. Un hecho evidente constituye los riesgos de contaminación a través de los residuos que quedan en la ropa lavada.

En el anexo se han sintetizado los principales efectos de los contaminantes, así como también los riesgos biológicos y químicos a los que está expuesta la salud humana.

El manejo de los residuos líquidos que son dispuestos en los cursos de agua, para que no sean dañinos al hombre y no produzcan degradación del ambiente, supone la ejecución de una serie de actividades que podrían resumirse así: análisis de los residuos, reconocimiento de las corrientes, control de las plantas industriales (modificación del proceso y reducción de los residuos y desperdicios), educación, cumplimiento de las Leyes y Reglamentos, disposiciones: tratamiento preliminar, control de los residuos líquidos,



construcción y tratamiento de las obras.

A los contaminantes se les clasifica en: causantes de enfermedades, conservativos y no conservativos. En estos tres grupos existen ocho categorías generales:

- agentes infecciosos
- residuos que demandan oxígeno
- nutrientes de plantas
- compuestos químicos orgánicos
- compuestos inorgánicos y minerales
- sedimentos
- materiales radioactivos
- calor

Entre los primeros se incluyen aquellos que se refieren a la salud. Los conservativos son estables y no se degradan por los procesos biológicos normales, como por ejemplo los compuestos inorgánicos, es el caso de los cloruros que pueden ser diluidos pero no reducidos en cantidad. Los contaminantes no conservativos en el sistema acuático natural cambian sus características debido a las fuerzas físicas, químicas y biológicas. El residuo líquido (agua negra) es un desecho orgánico altamente inestable y puede conver-

tirse en bióxido de carbono, materiales inorgánicos y sustancias celulares.

La contaminación de las corrientes tiene efecto sobre la vida acuática. El tratamiento generalmente no es completo después de lograr la estabilización de la materia por el proceso biológico, o después de que el residuo líquido haya recorrido los primeros kilómetros en la corriente de agua. El tratamiento será completo, solamente, cuando ya no se encuentren trazas de los materiales de desecho en cantidades que puedan ser objetables a los usuarios del agua.

Al estudiar los cambios de una corriente de agua, por efecto de las descargas de materiales degradables, se tiene un nuevo sistema ecológico que debe adaptarse a las nuevas condiciones. Se produce primero una zona de degradación, seguida de una zona de descomposición y luego una de recuperación, en cada una de esas condiciones cambian el número y tipos de especies acuáticas. Los nutrientes disponibles proveen de alimentación a ciertos microorganismos, creando una demanda de oxígeno. Los microorganismos que metabolizan los alimentos y se reproducen bajo condiciones aeróbicas requieren de la presente de oxígeno gaseoso disuelto; por tan

to, mientras más abundante sea el alimento los organismos requieren más oxígeno disuelto. En caso contrario, si el alimento disminuye las necesidades de oxígeno - también disminuyen. Al producirse la reareación se restablece la concentración de oxígeno en la corriente.

La disposición inadecuada de las aguas residuales, tanto en cursos de agua como en el suelo, originan alteraciones en la salud del hombre como consecuencia de la ingestión de aguas y alimentos contaminados.

La contaminación del agua da lugar a riesgos biológicos, que son los que originan los microorganismos patogénicos dando lugar a enfermedades como el: cólera, disentería bacilar, fiebres tifoidea y paratifoidea, gastroenteritis, diarreas infantiles, parálisis infantil, hepatitis infecciosa, etc. Además, se presentan parasitosis como la amibeasis, ascariasis, triquinosis, esquistosomiasis. Por último están las enfermedades producidas por vectores que se desarrollan en el medio acuático.

Las aguas contaminadas también ocasionan riesgos químicos debidos a la presencia de sustancias químicas que se encuentran en el agua, en proporciones superiores a las que el hombre puede tolerar.

Así por ejemplo, la existencia de nitratos y nitritos en cantidades superiores a 45 mg/1 produce la metahemoglobinebia.

Los fluoruros dan lugar a la fluorosis y osteo fluorosis.

El arsénico en el agua debe su presencia a - causas naturales ocasionadas por los residuos industria les o a los plaguicidas, el límite permisible en el - agua potable es de 0.05 mg/1, las aguas con concentra- ciones de 0.6 a 0.8 mg/1 dan lugar a una intoxicación endémica (por acumulación del arsénico) denominada pie negro; es un elemento responsable del cancer.

El mercurio existe en las aguas naturales en concentra- ciones de 0.01 a 0.3 microgramos/1. Su origen se en- cuentra en las minas, industrias del papel y pulpa, - plástico, electrónica, agricultura y empleo de combusti- bles fósiles. El límite permisible en el agua potable es de 0.001 mg/1. Es responsable de alta toxicidad.

El plomo está contenido en las aguas naturales en concentraciones de 0.01 a 0.03 mg/1. Su origen se - debe a contacto del agua con las tuberías de plomo y - plástico, combustibles, industrias de baterías, etc. Es un elemento que se acumula en los tejidos del hombre,

peces y mariscos. El límite permisible en el agua es de 0.1 mg/l. Es responsable de la enfermedad denominada saturnismo.

El cadmio se encuentra en las aguas naturales en pequeñas proporciones 1.0 microgramos/l pero puede ascender hasta 10 microgramos/l. Los residuos de ciertas industrias continen este elemento que se hace presente en el material sedimentado en las plantas de tratamiento. Es altamente tóxico y posiblemente ocasiona efectos cardiovasculares. El japon tiene un ejemplo típico de toxicidad masiva ocasionada por el consumo de arroz contaminado. El límite permisible en el agua potable es de 0.01 mg/l.

La dureza del agua es debida a la presencia de elementos como el calcio y el magnesio. Durezas bajas del agua de consumo están asociadas con una mayor prevalencia de enfermedades cardiovasculares y de la hipertensión.

Los plaguicidas organoclorados se encuentran presente en el agua debido a la contaminación que ocasionan los residuos provenientes de la agricultura e industria. Son compuestos de baja solubilidad, muy persistentes y permanecen sin cambio por muchos años. Ocasionan toxicidad aguda en concentraciones de 5 microgra

mos/l y menos; de ahí que se adopte como factor de seguridad a 1/100. En los Estados Unidos las aguas tienen concentraciones medias que varían de 0.2 a 28.0 nanogramos/l litro.

Los plaguicidas órganos fosforados (diacínón, malatión, paration, clortion, dipterex) tienen la característica de hidrolizarse más fácilmente que los plaguicidas órganos clorados; por lo mismo, persisten aproximadamente menos de un año, se degradan más fácilmente; pero, son más agresivos que los primeros ocasionando mayor toxicidad en el hombre y en la fauna marina.

Existen otras sustancias que están presentes en las aguas residuales como respuesta a los adelantos del individuo, éstos son los detergentes aniómicos - (A.B.C.); son responsables de las grandes cantidades de espuma que se producen en las plantas de tratamiento, interfieren con la autopurificación del agua y el tratamiento natural. Los detergentes de la cadena lineal (LAS) son más biodegradables. Se sugiere que la concentración deseable no debe exceder de 0.2 mg/l.

### III CARACTERIZACION DE LAS AGUAS RESIDUALES

Las características de las aguas residuales están definidas por un determinado número de parámetros que tie-

nen especial significado, tanto en las aguas municipales como en las industriales. Los parámetros de mayor importancia son los siguientes:

- 1) La demanda bioquímica de oxígeno (DBO), indica el contenido de la materia orgánica biodegradable contenida en el residuo líquido.
- 2) La demanda química de oxígeno (DQO), indica el contenido total de materia orgánica, tanto degradable como refractaria.
- 3) Sólidos suspendidos (SS) y sólidos suspendidos volátiles (SSV).
4. Sólidos totales (ST)
5. pH alcalinidad y acidez
6. Nitrógeno (N), fósforo (P)
7. Metales pesados y sólidos inorgánicos

En sesiones de clase posteriores se tratará sobre la parte teórica y práctica de cada uno de estos parámetros.

En esta ocasión, para dar una mejor explicación al tema diremos que la DBO es un parámetro muy utilizado, las cifras provienen de pruebas de laboratorio efectuadas a 5 días y 20°C.

La biodegradación de la materia orgánica tiene dos fases, una producida en la materia que contiene carbón - (carbonosa) y otra en la materia que contiene nitrógeno (nitrificación).

El desarrollo de la reacción para degradar la materia orgánica es variable de acuerdo a la composición del residuo líquido, de ahí que el valor de la constante de reacción (K) tiene diferentes valores como los que se indican a continuación:

SUBSTANCIA	K 10
Residuos líquidos crudos	0.15-0.28
Filtros rociadores	0.12-0.22
Efluente de lodos activados (alta - eficiencia)	0.06-0.10
Cursos de agua con baja contaminación	0.04-0.08

En la gráfica se indican las curvas para líquidos cuyas coeficientes son menores a 0.1 y mayores a 0.2.

Como se indicó anteriormente la descomposición de la materia carbonosa (primera fase), así como la de la materia que contiene nitrógeno (nitrificación), tienen representaciones matemáticas que son las siguientes.



$$\begin{array}{l}
 \text{1a. Fase} \quad | \quad Y = L_0 \quad ( 1 - 10^{-kt} ) \\
 \text{2a. Fase} \quad | \quad Y = L_{xb} \quad ( 1 - 10^{-k_1 t} )
 \end{array}$$

A manera de ilustración se indica las características de las aguas residuales municipales:

**CARACTERISTICAS DE AGUAS RESIDUALES  
( municipales )**

<u>Características</u>	<u>promedio</u>
pH	7.2
Sólidos sedimentables, mg/l	3.3
Sólidos totales, mg/l	453
Sólidos totales volátiles, mg/l	217
Sólidos suspendidos, mg/l	175
Sólidos suspendidos volátiles, mg/l	120
Demanda química de oxígeno, mg/l	288
Demanda bioquímica de oxígeno, mg/l	147
Cloruros, mg/l	35

**IV AUTODEPURACION DE LAS AGUAS**

Las masas de agua estacionarias o móviles tienen una capacidad limitada para asimilar las cargas - contaminantes. El fenómeno de recuperación se denomina "autodepuración de las aguas".

La oxidación biológica de la materia orgánica requiere el consumo de oxígeno, para la producción de materia orgánica estabilizada. Si en un curso de agua se efectúa una descarga orgánica, ésta para su -

estabilización consumirá el oxígeno disuelto en el agua del río. El coeficiente de desoxigenación se conoce con  $K_1$ .

La transformación de la materia orgánica conteniendo nitrógeno es un proceso que se efectúa posteriormente río abajo (2a fase) y se debe a la acción de un grupo especializado de bacterias denominadas nitrósomas y nitrobacter. Las primeras producen nitritos y las segundas nitratos.

El oxígeno disuelto en la masa líquida del río dependerá de algunas condiciones tales como la velocidad del flujo ( $V$ ) profundidad del curso de agua ( $H$ ), temperatura del agua ( $p$ ) actividad en el fondo del río ( $n=0.1$  para aguas quietas y  $n=0.6$  para aguas torrentosas).

El oxígeno consumido en el río, aparte del requerido para la oxidación de la materia orgánica, debemos considerar también el consumido en el proceso respiratorio de las plantas acuáticas, el necesario para la formación y desarrollo de organismos parásitos (hongos) y el de la demanda de sustancias químicas (sulfuros).

El oxígeno del curso de agua o río se recupera mediante la difusión del gas proveniente de la atmósfera y la producción de  $O_2$  proveniente de la fotosíntesis que se opera en la masa líquida por efecto de la luz solar.

En el desarrollo de las fórmulas se conoce por  $K_2$  el coeficiente de reaeración. En otras palabras, éste en la consecuencia de la difusión del oxígeno atmosférico ( $O_2$ ) producido por las plantas.

Los cambios ecológicos que se producen en las masas de aguas móviles (ríos), como consecuencia de la acción de una descarga contaminante (residuos domésticos o industriales), se manifiestan en el trayecto del río zonas que tienen características especiales.

Zona de degradación: localizada inmediatamente abajo del punto de descarga; se nota la disminución del oxígeno disuelto; producción de sedimentos; desaparición de peces; aparición de gusanos; sanguijuelas, algas gelatinosas hongos típicos; presentación del proceso séptico (anaeróbico), por los malos olores debidos a gases como el  $H_2S$  y  $CH_4$ ; las aguas son turbias, razón por la cual no hay penetración de la luz y fotosíntesis; aumentan las bacterias, etc.

Zona de descomposición: el oxígeno disuelto se abate totalmente si la carga organica fue muy alta; no existe vida acuática (peces); las aguas son de color gris (septicidad); producción de  $H_2$ ,  $H_2S$  y  $CH_4$ ; aparece espuma en la superficie y lodos flotantes, debido al empuje de los gases que se producen por descomposición de los sedimentos del fondo del río (material béntico).

Zona de reuuperación: hay recuperación paulatina en el oxígeno disuelto, en ocasiones es el 40% del de saturación, aparece la vida organica macróscopica - así como los peces y el agua empieza a perder la turbiedad; hay crecimiento de algas unicelulares y desaparecen los hongos; la materia orgánica, se presenta estabilizada (aumento de carbonatos, fosfatos, nitratos, sulfatos, etc.).

Zona de equilibrio: es la última, con total recuperación oxígeno disuelto saturado, vida acuática, - etc. No existe una fórmula matemática para determinar la longitud del río hasta obtener la zona de equilibrio dependerá de todos los factores antes indicados.

## V TRATAMIENTO

Existe un gran número de procesos de tratamiento cuya aplicación dependerá de las características de los residuos líquidos.

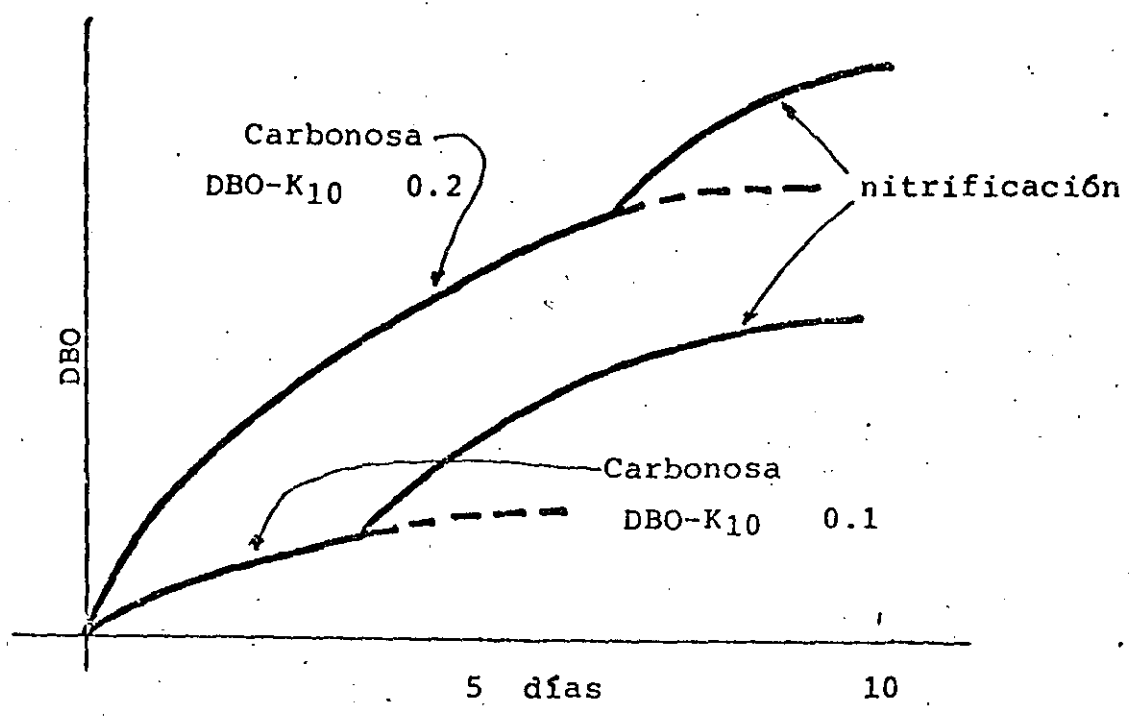
En terminos generales, el tratamiento de los resíduos líquidos municipales, no tienen mayores complicaciones técnicas, debido a la composición de los residuos líquidos que son en su mayoría de origen doméstico y - comercial. Usualmente existe un tratamiento preparatorio (rejillas, desarenadores, separación de aceites y - grasas, sedimentación primaria (para la remoción de sólidos sedimentables en suspensión), tratamiento biológico (para el material orgánico disuelto o en suspen-sión no sedimentable, mediante lodos activados, filtros rociadores, etc.), sedimentación secundaria (para la reremoción de sólidos sedimentables en suspensión), digestión de los lodos y disposición de los mismos.

El tratamiento que los residuos industriales tiene tecnología mas avanzada, añadiendo procesos como homogeneización, neutralización y en ocasiones tratamiento avanzados (terciario); en el gráfico anexo se destaca - los pasos más acostumbrados.

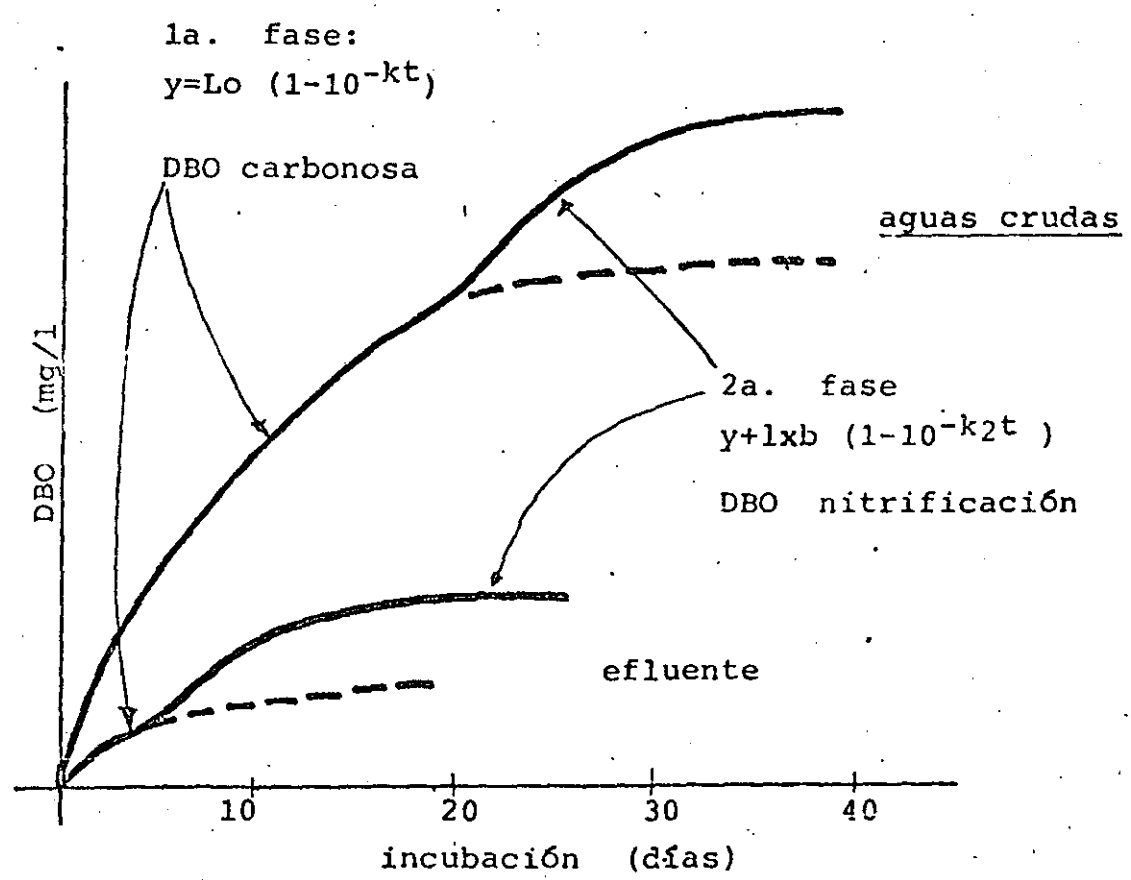
El buen funcionamiento de una planta de tratamiento depende íntimamente de las normas de operación y mante

nimiento que se utilicen. Por esta razón, en las conferencias posteriores se destacarán las actividades que se deben llevar a cabo en cada uno de los procesos a fin de obtener la eficiencia prevista en la planta.

Para ilustrar, en el gráfico adjunto se indican las pruebas de laboratorio que deben hacerse con el objeto de controlar el funcionamiento de cada una de las unidades consecutivas de la planta. Como ejemplo se ha seleccionado un sistema de tratamiento compuesto de: neutralización, tratamiento primario, tanque de aeración (tratamiento biológico), sedimentador final (secundario), circulación de lodos y digestor.

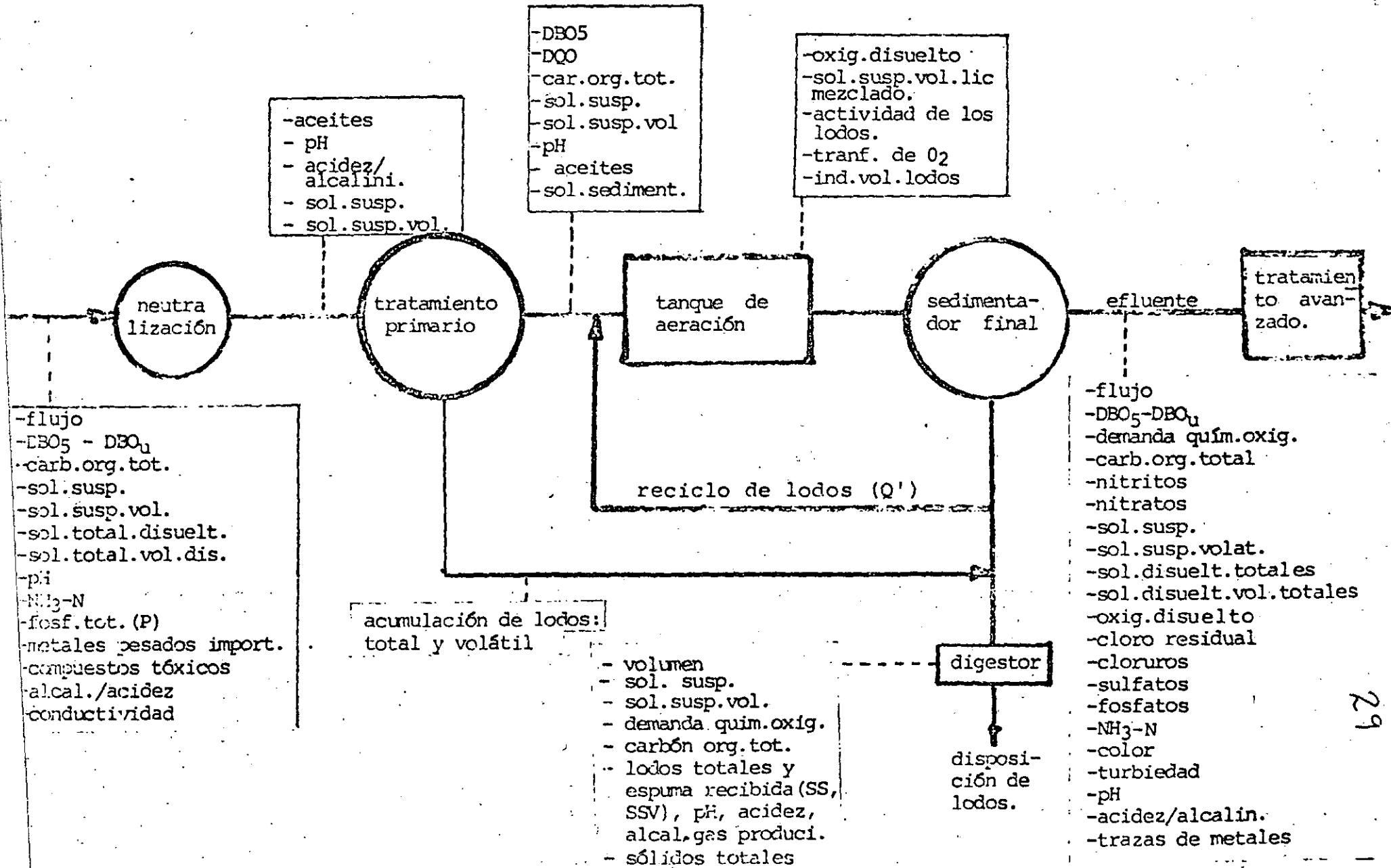


VALORES DE LA CONSTANTE k EN LA DETERMINACION DBO.

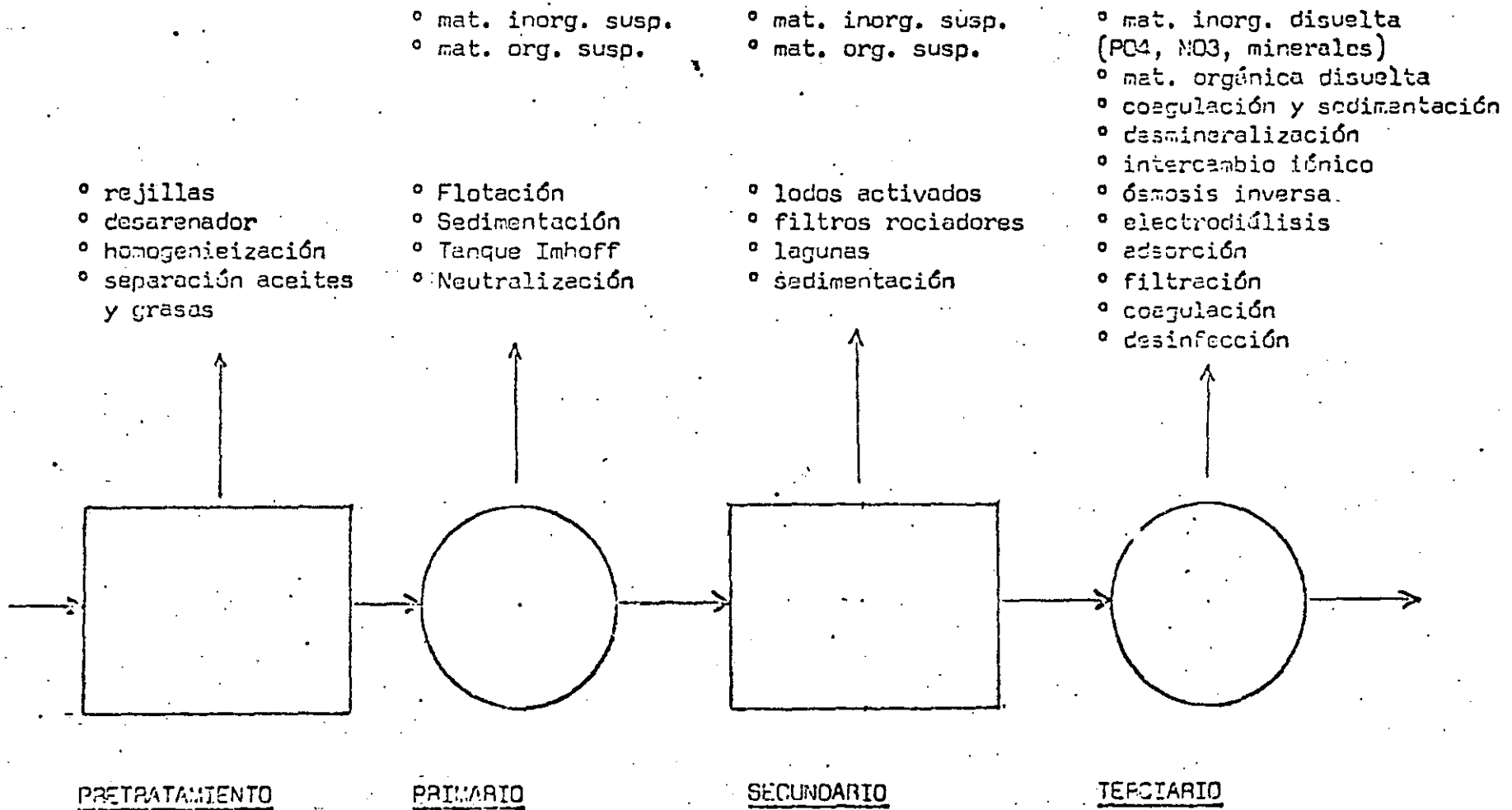


FASES EN LA ESTABILIZACION DE LA MATERIA ORGANICA

PRUEBAS DE LABORATORIO RECOMENDABLES PARA CONTROLAR LA OPERACION DE LA PLANTA



PROCESO DE TRATAMIENTO DE LOS RESIDUOS LIQUIDOS







**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

CALIDAD DEL AGUA RESIDUAL MUNICIPAL EN MEXICO

EJERCICIOS

ING. EDMUNDO IZURIETA RUIZ

NOVIEMBRE, 1985.

## CALIDAD DEL AGUA RESIDUAL MUNICIPAL EN MEXICO

PARAMETRO	ZONA		
	NORTE	CENTRO	GOLFO SURESTE
PH (UNIDADES)	7.1	7.2	7.1
TEMPERATURA, °C	15.4	25.8	24.9
DBO MG/L	229.2	325.7	158.7
DQO, MG/L	461.9	684.1	307.1
SOLIDOS TOTALES, MG/L	1355.6	1115.2	1004.9
SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES, MG/L	218.9	316.4	237.7
SOLIDOS VOLATILES TOTALES, MG/l	443.1	524.2	479.8
GRASAS Y ACEITES	45.7	60.3	57.5
N - TOTAL, MG/L	39.7	41.4	27.0
PO- TOTAL, MG/L	23.3	12.9	36.1
COLIFORMES TOTALES X 10 <sup>-7</sup>			
NMP x 100 M <sup>L</sup>	1355.6	1115.2	1004.9

Ejercicios de lagunas de estabilización

1º Laguna anaerobia. Calcular período retención y volumen

- No. de habitantes = 25,000      a.R = 200 lit/hab/día
- DBOs (L<sub>0</sub>) = 200 mg/l
- DBOs (L<sub>p</sub>) = 100 mg/l
- K<sub>n</sub> = 6.0
- n (experimental) = 4.8

2º Laguna facultativa. Usar el Método experimental. El agua de la laguna tiene temperaturas medias de 25°C y 10°C.

Comparar los valores correspondientes a:

1. Superficie (Ha), 2. volumen (m<sup>3</sup>), 3. Carga orgánica expresada en Kg/Ha/día 4. período retención.

- No de personas = 10,000
- agua residuales = 150 l/hab./día
- DBO<sub>5</sub> (L<sub>0</sub>) = 250 mg/l
- profundidad = 1.5 m.
- Valor de θ = 1.085

3º Laguna facultativa. Método Subafricano. Calcular la

1. DBO<sub>5</sub> del efluente (mg/l), 2. período de retención (Rt),
3. volumen (m<sup>3</sup>), 4. superficie (m<sup>2</sup>), carga org. (Kg/Ha/día)

- No de personas = 10,000 hab.      a.R = 150 l/hab./día
- DBO<sub>5</sub> influente (L<sub>0</sub>) = 200 mg/l
- profundidad = 1.5 m.

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES  
CRIBADO, IGUALACION Y MEZCLADO

Dr. Ubaldo Bonilla D.\*

1. CRIBADO

El grado de tratamiento que se da a las aguas residuales depende principalmente de los requerimientos para el efluente.

La remoción de los sólidos sedimentables y del material flotante que contienen las aguas residuales se logra mediante el tratamiento preliminar.

La primera etapa del tratamiento preliminar consiste de la remoción de sólidos gruesos, para lo cual se usan normalmente rejillas o mallas, y algunas veces desmenuzadores, que trituran los sólidos gruesos sin removerlos de la corriente de agua.

Rejillas

Las características de las rejillas dependen de la forma en que se efectúe su limpieza.

Características	Limpieza manual	Limpieza mecánica
Ancho de la barra, in	1/4 a 5/8	1/4 a 5/8
Profundidad, in	1 a 3	1 a 3
Espaciamiento	1 a 2	5/8 a 3
Angulo vertical, °	30 a 45	0 a 30
Velocidad agua, fps	1 a 2	2 a 3
Pérdida de carga, in	6	6

\* Subdirector de Investigación y Entrenamiento, Dirección General de Protección y Ordenación Ecológica. SARH

Profesor de Ingeniería Ambiental. División de Estudios de Posgrado. Facultad de Ingeniería. UNAM

Las rejillas de limpieza manual se usan en pequeñas plantas de tratamiento. La tendencia actual es usar limpieza mecánica\*, ya que con esto se evitan taponamientos indeseables. La longitud de las barras de las rejillas de limpieza manual debe ser tal que permita el uso de rastrillos desde las orillas de los canales. Las barras de espaciamiento deben soldarse en la parte posterior de la rejilla. En la parte superior de la rejilla debe existir una plataforma metálica perforada, para colocar en ella temporalmente los productos de la limpieza; las perforaciones tienen por objeto permitir la eliminación del exceso de agua que impregna a la materia gruesa.

Es preferible que los canales en que se colocan las rejillas sean de sección uniforme y piso horizontal, con flujo perpendicular a la rejilla; esto evita deposiciones indeseables en sus cercanías.

La velocidad de acercamiento del agua a la rejilla debe ser menor de 1.5 fps., a gasto medio.

La pérdida de carga en las rejillas limpias puede calcularse con la fórmula de Kirschner

$$h_L = \beta \left( \frac{\omega}{b} \right)^{4/3} h_v \text{ Sen } \theta \quad (1.1)$$

donde

$h_L$  pérdida de carga, ft

$\beta$  factor de forma de las barras

2.42, barras rectangulares; 1.83, redondeadas en la cara principal; 1.79, circulares; 1.67, rectangulares con ambas caras redondeadas.

$\omega$  ancho máximo de las barras (viendo a la dirección del flujo), ft.

$b$  espaciamiento mínimo entre barras, ft.



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

CRIBADO. IGUALACION. MEZCLADO. DESCRIPCION Y ANALISIS

DR. UBALDO BONILLA DOMÍNGUEZ

NOVIEMBRE, 1985.

$h_v$  carga de velocidad de acercamiento del flujo, ft.

$\theta$  ángulo de la rejilla con la horizontal

### Mallas

Una malla es un adminículo con aberturas generalmente de tamaño uniforme, usado para retener materia gruesa. Se construyen con barras, alambre y placas perforadas; las aberturas pueden ser de cualquier forma, pero generalmente son circulares, cuadradas o rectangulares.

Las mallas gruesas tienen aberturas de 1/4 in o más, mientras que las finas tienen aberturas menores. Las mallas finas son más usadas en plantas de tratamiento de desechos industriales y son de tipo "disco" o tipo "tambor". Las aberturas en mallas de estos tipos son de 1/32 a 3/32 in de ancho por unas 2 in de longitud.

La pérdida de carga en mallas finas se obtiene mediante la fórmula

$$h_L = \frac{1}{2g} \left( \frac{Q}{CA} \right)^2 \quad (1.2)$$

donde

C coeficiente de descarga

Q descarga a través de la malla, cfs

A área abierta efectiva, sumergida, ft<sup>2</sup>

g constante de gravedad, ft/seg<sup>2</sup>

$h_L$  pérdida de carga, ft

Un valor típico de C para mallas limpias es 0.60

Las rejillas de limpieza mecánica son generalmente patentadas, de tal modo que el ingeniero no diseña, sino selecciona el equipo deseado; en muchos casos el dimensionamiento de los canales debe ser cambiado para adecuarlo al equipo existente.

En este caso, como en muchos otros, debe tenerse en cuenta el tipo de funcionamiento que tendrá la planta, para realizar el diseño de acuerdo con el equipo que exista en el mercado.

Existen dos tipos de limpieza mecánica; anterior y posterior. La limpieza posterior es más usada en la actualidad, ya que es menos afectada por acumulaciones al pie de las rejillas; sin embargo, en este tipo de rejillas es más fácil el paso de sólidos a la corriente.

En cualquier caso, ya se trate de limpieza mecánica o manual, las rejillas se deben instalar por parejas, para que una rejilla opere mientras la otra está en limpieza o mantenimiento.

Las rejillas de limpieza mecánica pueden ser programadas mediante controles de relojería o mediante medidores de nivel, para que su limpieza se efectúe cuando se alcance una cierta pérdida de carga.

Las cantidades de desechos removidos por las rejillas varían de 0.5 a 5 ft<sup>3</sup>/millón de gal de agua tratada. En aguas de alcantarillados combinados estos valores se incrementan durante el período de tormentas. Las mallas finas tiene mayor efectividad de remoción, de 5 a 30 ft<sup>3</sup>/millón de galones de agua tratados, lo que es equivalente al 5 a 15 por ciento de toda la materia suspendida en las aguas negras.

### Desmenuzadores

Los desmenuzadores\* son adminículos que cortan el material grueso retenido en una malla, sin removerlo de la corriente. Existen

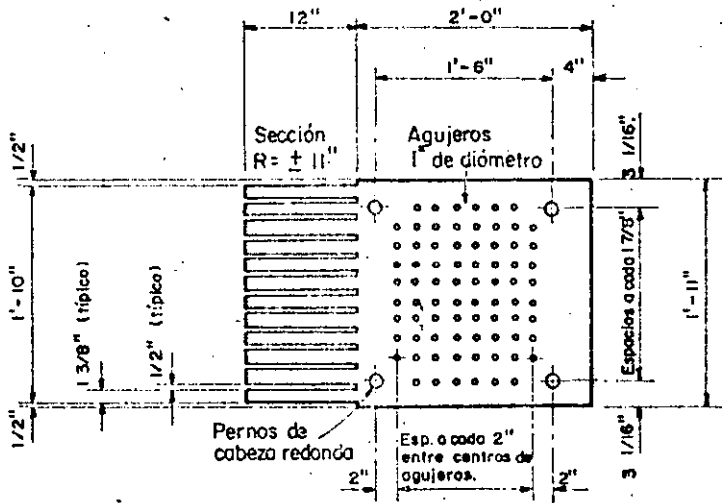
---

\* Ver figura 1.3



desmenuzadores de muy diversas patentes. El primer modelo fue desarrollado por la Chicago Pump Co., y consiste de un tambor vertical revolvente, con malla de abertura de 1/4 in en las máquinas pequeñas y 3/8 in en las grandes. El tambor funciona practicamente sumergido; está provisto de dientes y barras cortantes satélite. El material grueso es cortado por estos elementos al pasar por un peine estacionario. El material cortado pasa a través de las aberturas de la malla y fluye hacia abajo del tambor a un sifón invertido, de donde pasa al canal desarenador.

El tipo de desmenuzador de discos consiste en una malla semi-circular vertical, con el lado cóncavo colocado hacia el flujo. Un brazo de acero vertical provisto de dientes cortantes oscila horizontalmente, de atras a adelante, penetrando sus dientes en las aberturas e impulsando la materia gruesa hacia los lados de la upidad, donde son desmenuzados por dientes cortantes oscilatorios y barras cortantes estacionarias.



PLANTA

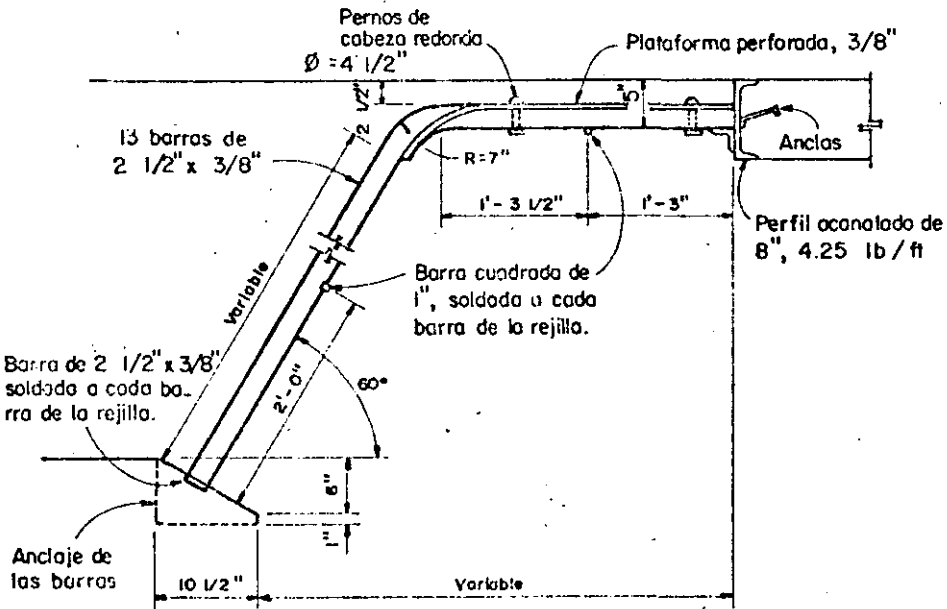


Fig. 1.1.- DETALLES DE UNA REJILLA DE ALUMINIO DE LIMPIEZA MANUAL.

Fuente : Wastewater Engineering Treatment, Disposal and Reuse - Metcalf & Eddy, Mc Graw Hill, U.S.A., 1979.

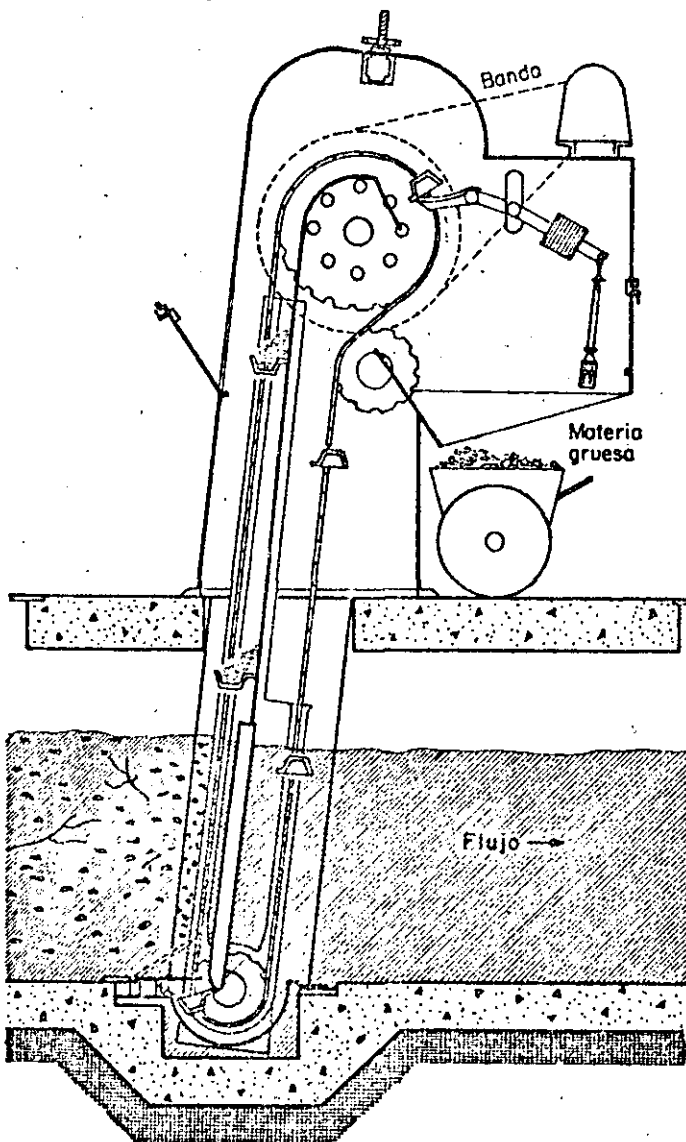
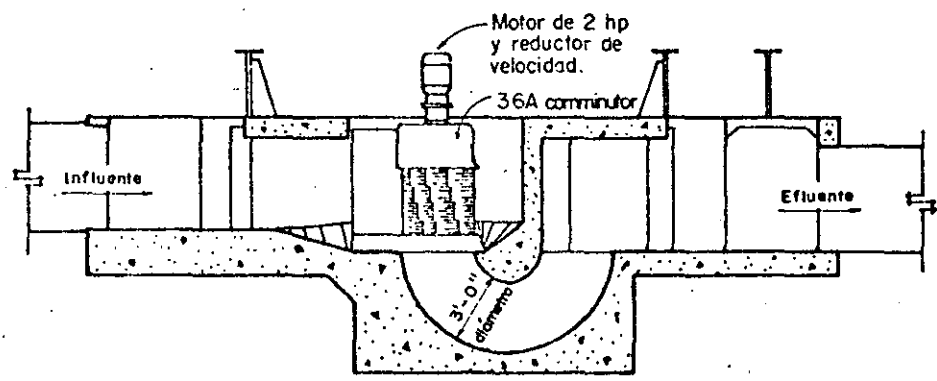
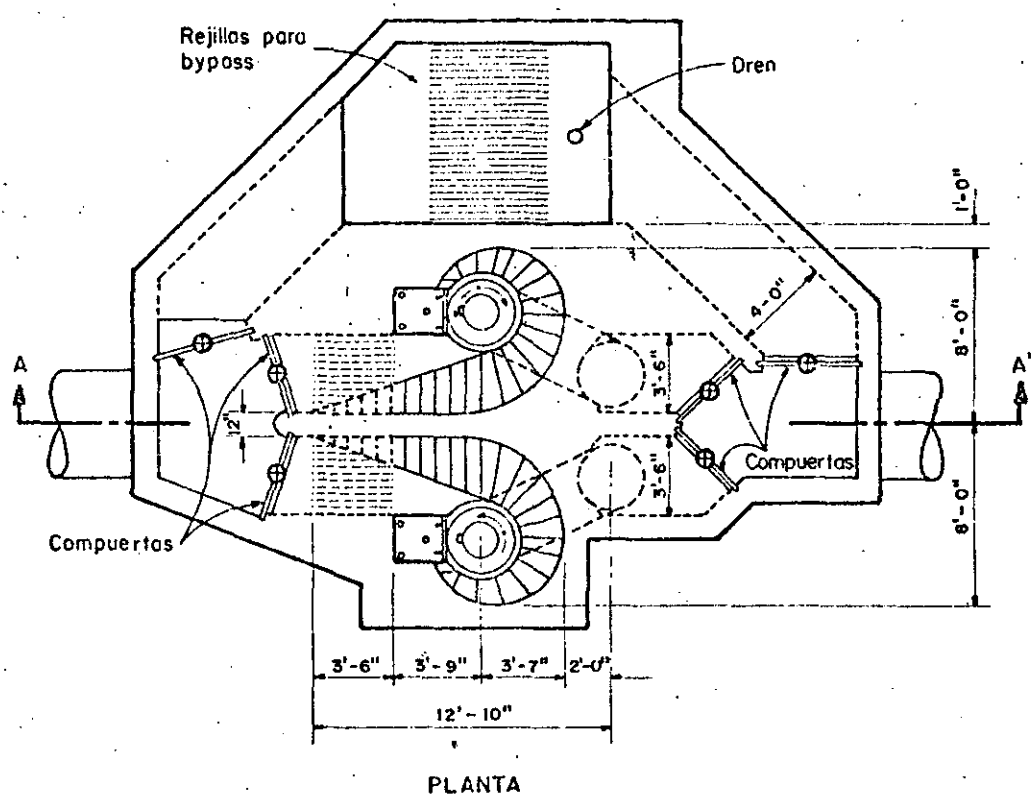


Fig. 1.2.- ESQUEMA DE UNA REJILLA DE LIMPIEZA MECANICA.

Fuente : Wastewater Engineering Treatment, Disposal and Reuse- Metcalf & Eddy, McGraw Hill, U.S.A., 1979.



SECCION A - A'

Fig. 2.3- DESMENUZADOR (COMMINUTOR)

Fuente: Waste water Engineering Treatment, Disposal and Reuse - Metcalf & Eddy, McGraw Hill, U.S.A., 1979.

## 2. IGUALACION

Las plantas de tratamiento son diseñadas considerando que tanto el gasto como las concentraciones de contaminantes son constantes. Las variaciones en estos parámetros influyen negativamente en las eficiencias de los diversos procesos. La uniformización del flujo (igualación o regularización) y de las concentraciones (homogenización), se usa para corregir estas variaciones.

La regularización puede realizarse para el total del gasto de entrada, colocando el tanque de igualación "en línea" entre los desarenadores y el sedimentador primario o parcialmente, colocando una estructura derivadora de parte del gasto, entre los desarenadores y el sedimentador primario, con lo que el tanque de igualación queda "fuera de línea" o en "paralelo". En casos particulares, la igualación se localiza entre otras partes del proceso, de acuerdo a las características del flujo, los desechos y los procesos de tratamiento seleccionados.

### Volumen del Tanque de Igualación

El volumen del tanque de igualación "V" es igual a la suma del máximo exceso acumulado y del máximo déficit acumulado. Se tiene un exceso en un intervalo de tiempo "t", cuando el gasto "Q" de entrada es mayor que el gasto medio " $\bar{Q}$ " de salida, y un déficit en caso contrario. Por tanto, si se tienen "n" intervalos y el intervalo de tiempo es constante:

$$\bar{Q} = \frac{Q}{tn} \quad (2.1)$$

$$V = \left[ (Q - \bar{Q})_e + (Q - \bar{Q})_d \right] t \quad (2.2)$$

El volumen puede también determinarse graficando los volúmenes acumulados contra los tiempos, con lo que resulta la llamada "curva de masas". La línea que une los extremos de esta curva representa el gasto medio de salida; las distancias medidas sobre el eje de los volúmenes representan, según el caso, los excesos o los déficits. El volumen requerido se obtiene sumando las máximas distancias entre ambas curvas. Este procedimiento es equivalente a graficar las diferencias acumulativas (col. 4, tabla 2.1) y el gasto medio contra el tiempo ( figura 2.1), tras de lo cual se miden las máximas distancias entre ambas curvas para aplicar la fórmula 2.2.

En la práctica, el volumen de igualación se incrementa de un 10 a un 20 por ciento para prever incrementos de flujo, espacio libre en los bordes, etc.

#### Corrección de la Concentración y Carga

La regulación del gasto se practica para disminuir la variación de la concentración de contaminantes respecto al tiempo.

El análisis se inicia cuando el tanque se encuentra vacío, lo que en el ejemplo de la tabla 2.1, ocurre dentro del intervalo

c) De acuerdo con la fórmula 2.4 el valor de la concentración que sale del tanque de regulación para el intervalo 8 - 9 AM, será, considerando las columnas 2 y 3 y este intervalo, y los valores en las columnas 6 y 7 para el intervalo anterior:

$$C_c = \frac{175(0.355) + 0}{0.355 + 0} = 175 \text{ mg/l}$$

Para el período 9 - 10 se obtiene:

$$C_c = \frac{0.410(200) + (0.048)(175)}{0.410 + (0.048)} = 197 \text{ mg/l}$$

Para el período 10 - 11 AM se obtiene :

$$C_c = \frac{0.425(215) + (0.151)(197)}{0.425 + 0.151} = 210 \text{ mg/l}$$

y así sucesivamente.

La carga de DBO a la salida del tanque, de acuerdo con la fórmula 2.6, para el intervalo 8 - 9 será

$$K_c = 175(0.307) (3600) \frac{\text{mg} \cdot \text{m}^3}{\text{l} \cdot \text{seg}} \cdot \frac{\text{seg}}{\text{hr}} \cdot \frac{10^3 \text{ l}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{Kg}}{10^6 \text{ mg}}$$

$$K_c = 193 \text{ Kg/hr}$$

La carga, si no existiera el tanque sería, para el mismo intervalo, de acuerdo con la fórmula 2.5 :

El volumen por unidad de tiempo " $Q_a$ " almacenado en el tanque al final de un intervalo de tiempo es igual al volumen almacenado en el tanque al final del período previo " $Q_{pp}$ " más la diferencia entre el volumen por unidad de tiempo que entra al tanque " $Q$ " y el que sale de él " $\bar{Q}$ " durante el intervalo considerado.

$$Q_a = Q_{pp} + (Q - \bar{Q}) \quad (2.3)$$

La concentración media corregida de un contaminante " $C_c$ " al final de un intervalo de tiempo, es el promedio pesado de la concentración en el intervalo considerado y la concentración en el volumen almacenado en el período previo " $C_{pp}$ ".

$$C_c = \frac{Q C + Q_{app} C_{pp}}{Q + Q_{app}} \quad (2.4)$$

La carga correspondiente a un intervalo de tiempo (si no existiera tanque de regulación), es igual al gasto multiplicado por la concentración, y por la duración del intervalo.

$$K = C Q t \quad (2.5)$$

La carga corregida, correspondiente a un intervalo de tiempo, es igual a la concentración corregida multiplicada por el gasto medio y la duración del intervalo.

$$K_c = C_c \bar{Q} t \quad (2.6)$$



Ejemplo

En las tres primeras columnas de la tabla 2.1 aparecen los gastos y las concentraciones de DBO observados durante intervalos de una hora. Determinar: a) el volumen de un tanque de regulación en línea; b) los volúmenes por unidad de tiempo almacenados en el tanque al término de cada intervalo; c) la concentración y carga de DBO con que el agua sale del tanque durante cada intervalo

a) De la columna 2 y de la fórmula 2.1 se obtiene:

$$Q = \frac{7.375}{(1) 24} = 0.307 \text{ m}^3/\text{seg}$$

En la columna 4 se anotan las diferencias  $Q - \bar{Q}$ , y en la columna 5 las sumas acumuladas de  $Q - \bar{Q}$ ; en esta columna se observa que el mayor déficit es  $1.136 \text{ m}^3/\text{seg}$  y que el mayor exceso es  $0.007 \text{ m}^3/\text{seg}$ ; por tanto aplicando la fórmula 2.2:

$$V = (0.007 + 1.136)(1)(3600) \frac{\text{m}^3}{\text{seg}} \frac{|\text{hr}|}{|\text{seg}} \frac{|\text{seg}}{|\text{hr}}$$

$$V = 4115 \text{ m}^3$$

b) En la columna 2 se observa que el tanque estará vacío entre las 8 y las 9 AM. Por tanto, el gasto almacenado al final del intervalo 8 - 9 AM es  $0.048 \text{ m}^3/\text{seg}$ . El gasto almacenado al final del período 9 - 10 será, de acuerdo con la fórmula 2.3, igual a  $0.048 + 0.103 = 0.151 \text{ m}^3/\text{seg}$ . De manera similar se calculan los demás valores que aparecen en la columna 6, basta acumular los valores de la columna 4 a partir del valor 0.048.

$$K = 175(0.355)(3600)(10^{-3}) = 224 \text{ Kg/hr}$$

De la misma manera se calculan las demás cargas para cada intervalo.

En la figura 2.1 se observa claramente el efecto del tanque en la regulación de la concentración de DBO.

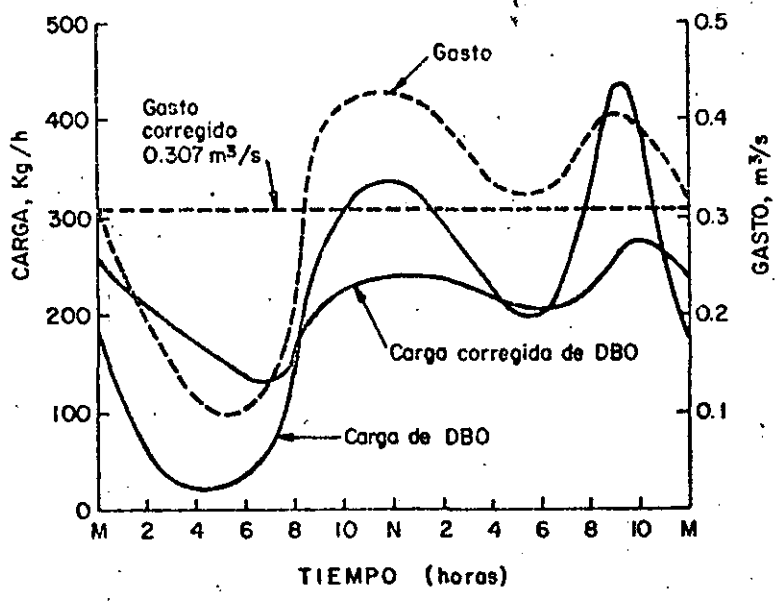


Fig. 2.1- GASTOS Y CARGAS DE DBO CORREGIDOS Y SIN CORREGIR.

Tabla No. 2.1

DETERMINACION DEL VOLUMEN DE UN TANQUE DE REGULACION DE  
GASTOS Y CONCENTRACIONES DE CONTAMINANTES

Datos			CALCULOS					
Horas (1)	Gasto $Q$ , m <sup>3</sup> /seg (2)	Concentración $C_1$ mg/l (3)	Tanque			Concentración y Carga		
			$Q - \bar{Q}$ (4)	$\Sigma (Q - \bar{Q})$ (5)	Gasto almacenado $Q_a$ (6)	Concentra- ción corri- da, $C_c$ (7)	Carga K, Kg/hr (8)	Carga corregida $K_c$ (9)
0 - 1 AM	0.275	150	- 0.032	- 0.032	1.111	214	149	237
1 - 2	0.220	115	- 0.087	- 0.119	1.024	196	91	217
2 - 3	0.165	75	- 0.142	- 0.261	0.882	179	45	198
3 - 4	0.130	50	- 0.177	- 0.438	0.705	162	23	179
4 - 5	0.105	45	- 0.202	- 0.640	0.503	147	17	162
6 - 6	0.100	60	- 0.207	- 0.847	0.296	132	22	146
6 - 7	0.120	90	- 0.187	- 1.134	0.109	119	39	132
7 - 7	0.205	130	- 0.102	- 1.136	- 0.007 $\doteq$ 0	126	96	139
8 - 9	0.355	175	+ 0.048	- 1.088	0.048	175	224	193
9 - 10	0.410	200	0.103	- 0.985	0.151	197	295	218
10 - 11	0.425	215	0.118	- 0.867	0.269	210	329	232
11 - 12	0.430	220	0.123	- 0.744	0.392	216	341	239
12 - 1 PM	0.425	220	0.518	- 0.626	0.510	218	237	241
1 - 2	0.405	210	0.098	- 0.528	0.608	214	306	237
2 - 3	0.385	200	0.078	- 0.450	0.686	209	277	231
3 - 4	0.350	190	0.043	- 0.407	0.729	203	239	224
4 - 5	0.325	180	0.018	- 0.289	0.747	196	211	217
5 - 6	0.325	170	0.018	- 0.371	0.765	188	199	208
6 - 7	0.330	175	0.023	- 0.348	0.788	184	208	203
7 - 8	0.365	210	0.058	- 0.290	0.846	192	276	212
8 - 9	0.400	280	0.093	- 0.197	0.939	220	403	243
9 - 10	0.400	305	0.093	- 0.104	1.032	245	439	271
10 - 11 M	0.380	245	0.073	- 0.031	1.105	245	335	271
11 - 12 M	0.345	180	- 0.038	+ 0.007	1.143	230	224	254
	7.375							

### 3.1 MEZCLADO

El mezclado tiene muy diversas aplicaciones en el tratamiento de residuos líquidos. Se usa en la cloración de efluentes de las plantas, acondicionamiento de lodos antes de los filtros de vacío, uniformización de la concentración de lodos y aire en tanques digestores, etc.

Existe una amplia variedad de métodos para lograr el mezclado; la mayoría aprovecha las condiciones de turbulencia creadas en las instalaciones hidráulicas de las plantas: salto hidráulico en canales abiertos, venturis en tubos a presión, bombas de presión, y tanques con agitadores mecánicos o inyección de aire.

En el mezclado lento se usan generalmente agitadores con paletas, en procesos de coagulación en que se requieren tiempos de retención de 15 a 30 minutos. En el mezclado rápido de reactores en que se requieren tiempos de retención de 2 a 5 minutos y velocidades hasta de 2000 rpm, normalmente se usan agitadores tipo propela o tipo turbina. El mezclado de lodos requiere de tanques especiales (blending tanks) provistos de agitadores tipo turbina o de paletillas con velocidades de rotación de 25 a 100 rpm.\*

En los mezcladores de todo tipo debe evitarse la formación de vórtices, lo cual se logra colocando el eje del agitador excéntricamente o inclinado respecto a la vertical o bien colocando "Baffles" verticales en el tanque, sobresaliendo un décimo del diámetro.

---

Ver figuras 3.1 a 3.3

Para determinar la potencia requerida en un mezclador se usan la fórmula de Rushton

Flujo laminar:

$$P = k \mu n^2 D^3 \quad (3.1)$$

Flujo turbulento:

$$P = k \rho n^3 D^5 \quad (3.2)$$

donde:

P potencia; W, ft-lb/seg

k constante (valor suministrado por el fabricante)

$\mu$  viscosidad dinámica; N seg/m<sup>2</sup>, (lb-seg/ft<sup>2</sup>)

$\rho$  densidad del fluido; Kg/m<sup>3</sup>, (slug/ft<sup>3</sup>)

D diámetro del impelente; m, (ft.)

n revoluciones por segundo; 1/seg

La fórmula 3.1 se aplica si el número de Reynolds " $N_R$ " es menor que 10, y la 3.2 si es mayor que 10000.

$$N_R = \frac{D^2 n \rho}{\mu} \quad (3.3)$$

La potencia de un mezclador no representa la eficiencia del mezclado. Los mezcladores se seleccionan en base a pruebas pilo

to o de laboratorio o en datos similares proporcionados por los fabricantes. En todo caso se debe conservar la similitud geométrica; la potencia por unidad de volumen mezclado debe ser la misma en el modelo y en el prototipo. En general, los agitadores de aspas pequeñas se usan para proveer más turbulencia, para dispersar gases, mientras que los de paletas, para producir bajas turbulencias y mezclar fluidos.

Ejemplo

Un tanque mezclador de lechada de cal tiene un volumen de 1800 l y un tiempo de contacto de 5 min. Se desea determinar la potencia necesaria en el impelente de un agitador que tiene las siguientes características :  $k = 0.4$ ;  $D = 2.5$  ft;  $n = 4$  rps.

Se sabe que la densidad de la mezcla es  $\rho = 69.5$  lb/ft<sup>3</sup>

$$P = 0.4 (69.5)(4)^3 (2.5)^5 \frac{\text{lb}_m}{\text{ft}^3} \frac{\text{lb}_f \text{-Sec}^2}{32.2 \text{ ft-lb}_m} \frac{\text{sec-HP}}{550 \text{ ft-lb}}$$

$P = 9.75$  H.P.

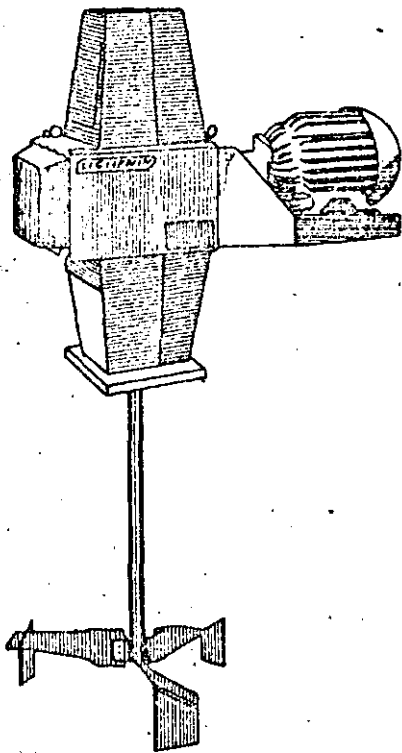


Fig. 3.1.- MEZCLADOR TIPICO USADO EN PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS NEGRAS.

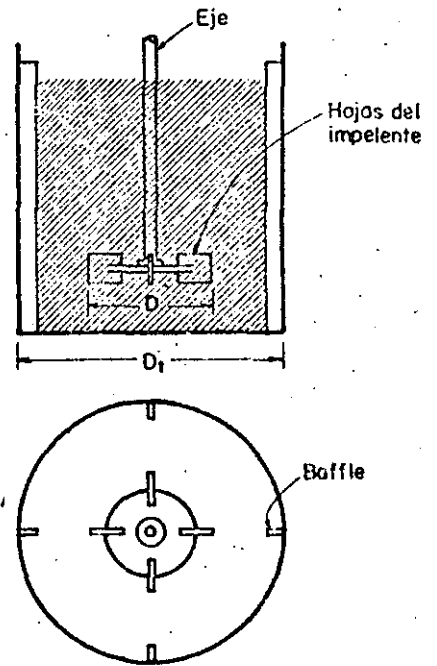


Fig. 3.2.- MEZCLADOR DE TURBINA Y TANQUE CON 'BAFFLES'.

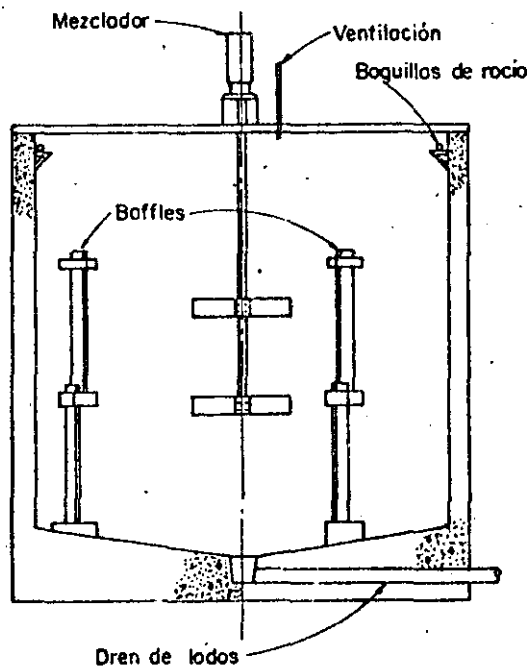


Fig. 3.3.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LODOS CON MEZCLADOR.





**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES  
INDUSTRIALES Y REUSOS

SEDIMENTACION

DR. UBALDO BONILLA

NOVIEMBRE, 1985.

## SEDIMENTACION

Dr. Ubaldo Bonilla D.

El proceso de sedimentación se usa para remover sólidos suspendidos en aguas residuales.

### 1. Clasificación

Los procesos de sedimentación pueden ser discretos, floculentos, o de zona.

La sedimentación discreta ocurre cuando las partículas mantienen su individualidad, tamaño, forma y densidad.

La sedimentación floculenta es aquella que ocurre cuando las partículas se aglomeran durante el periodo de sedimentación; con el resultado de cambio en el tamaño de las partículas y en las velocidades de asentamiento.

En la sedimentación de zona, una suspensión floculenta forma una estructura reticular que se sedimenta como una masa completa. En este caso se observa una interfase durante el proceso.

### 2. Sedimentación discreta

De acuerdo con la ley de Stokes, la velocidad de asentamiento de una partícula discreta está definida por:

$$v = \left[ \frac{4g(\rho_s - \rho_1)D}{3C_d} \right]^{1/2} \quad (1)$$

donde:

$\rho_s, \rho_l$ , gravedades específicas de la partícula y del líquido, respectivamente.

$v$ , velocidad terminal de la partícula

$D$ , diámetro de la partícula

$C_d$ , coeficiente de arrastre,  $f(N_{Re})$

$N_{Re}$ , número de Reynolds

$$N_{Re} = \frac{vD\rho_l}{\mu} \quad (2)$$

$\mu$ , viscosidad del líquido

Para  $N_{Re} < 2$ , las fuerzas de viscosidad predominan sobre las de gravedad, y

$$C_d = \frac{24}{N_{Re}} \quad (3)$$

La sustitución de (3) en (1) conduce a la Ley de Stokes, en su forma

$$v = \frac{(\rho_s - \rho_l)gD^2}{18\mu} ; N_{Re} < 2 \quad (4)$$

Para  $2 < N_{Re} < 500$  ocurre una zona de transición, en la que

$$C_d = \frac{18.5}{N_{Re}^{0.6}} \quad (5)$$

Para  $N_{Re} > 500$  las fuerzas de viscosidad no son significativas  
y  $C_{d'} = 0.4$

### 3. Teoría de Hazen y Camp

Considere la siguiente figura

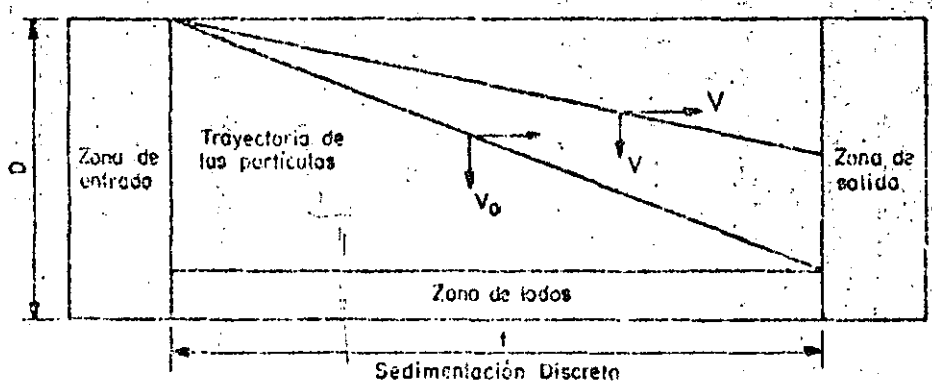


Fig. 1.- SEDIMENTACION DISCRETA

donde :

$Q$ , gasto a través del tanque

$A$ , área superficial del tanque

Entonces

$$v_0 = \frac{Q}{A}$$

(6)

donde :

$v_0$ , Velocidad de asentamiento de la partícula que cae a tra-

vés de una distancia igual a la profundidad efectiva del tanque, en el período teórico de retención. También llamado "overflow rate".

Todas las partículas para las que  $v > v_0$  serán removidas. Las partículas para las que  $v < v_0$  serán removidas en la proporción  $v/v_0$ .

La remoción total (T.R) se define por

$$T.R = (1 - C_0) + \frac{1}{v_0} \int_0^{C_0} v dC \quad (7)$$

dónde:

$C_0$ , fracción de partículas que tienen una velocidad de asentamiento igual o menor que  $v_0$ .

En la práctica la eficiencia de la remoción de sólidos es afectada por cortos circuitos, turbulencias y arrastres en el fondo del tanque.

Dobbins y Camp desarrollaron una relación para compensar por turbulencia. Los valores de  $vH/2E$  se grafican contra la relación de remoción  $r_r$ , para diferentes valores de  $v/v_0$ .  $H$  es la profundidad efectiva del tanque, y  $E$  un coeficiente de turbulencia del transporte. Para canales angostos  $E = 122 v/V$ , donde  $V$  es la velocidad promedio en el canal (ver figura 2).

El arrastre ocurre cuando la velocidad horizontal es suficiente para levantar partículas previamente sedimentadas.

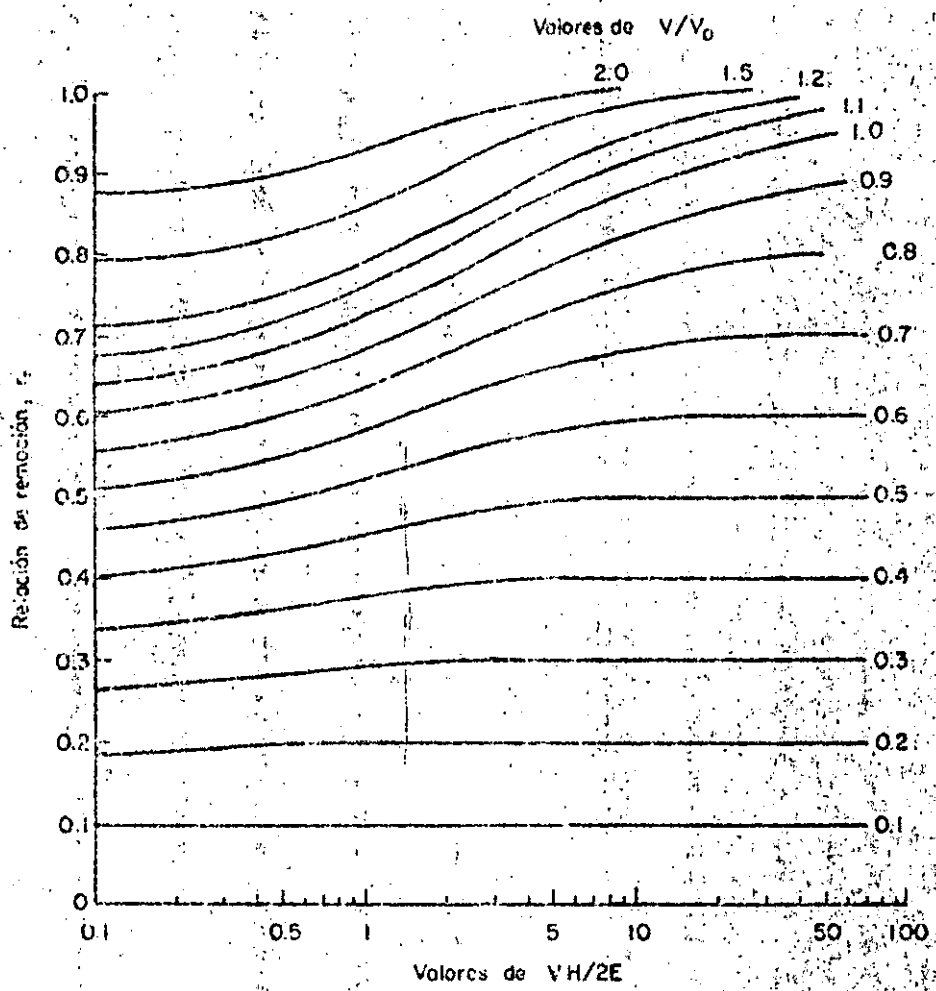


Fig. 2- RELACION DE REMOCION PARA SEDIMENTACION TURBULENTO.

$$v_c = \left[ \frac{8\beta}{f} g D (s-1) \right]^{1/2} \quad (8)$$

donde:

$v_c$  = velocidad de arrastre

$\beta$  = 0.04 para arena unigranular

= 0.06 para materiales pegajosos no uniformes

$f$  = factor de fricción, igual a 0.03 para concreto

$s$  = gravedad específica de la partícula

#### 4. Sedimentación flocculenta

Este tipo de sedimentación ocurre debido a la coalescencia de partículas. Mientras la partícula se sedimenta se incrementa su diámetro y su velocidad, produciendo una trayectoria de sedimentación curvilínea.

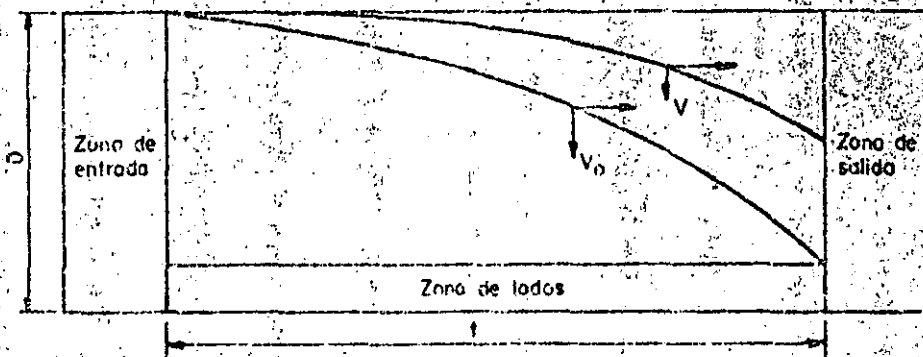


Fig. 3- SEDIMENTACION FLOCULENTA

La mayoría de los sólidos suspendidos provenientes de la industria son de naturaleza flocculenta.

No es posible analizar la sedimentación flocculenta matemáticamente. Se requieren análisis de laboratorio para establecer los parámetros de diseño. Se usan columnas como las representadas en la figura 4.

El procedimiento para el análisis del laboratorio se realiza de la manera siguiente :

- a) burbujéese aire desde el fondo de la columna. Esto sirve para lograr que la concentración de sólidos suspendidos sea uniforme desde el comienzo hasta el final de la prueba.
- b) mantenga constante la temperatura durante todo el período de prueba, para evitar la formación de corrientes térmicas.
- c) determine el contenido de sólidos en muestras tomadas en intervalos seleccionados de tiempo, hasta llegar a 120 minutos.
- d) use los datos recolectados a profundidades de 2, 4 y 6 pies de profundidad para preparar una gráfica similar a la que se presenta en la figura 5.

Los resultados obtenidos en el paso c se expresan en términos de porcentaje de sólidos suspendidos en cada profundidad e intervalo de tiempo. Estas remociones se grafican, enton-



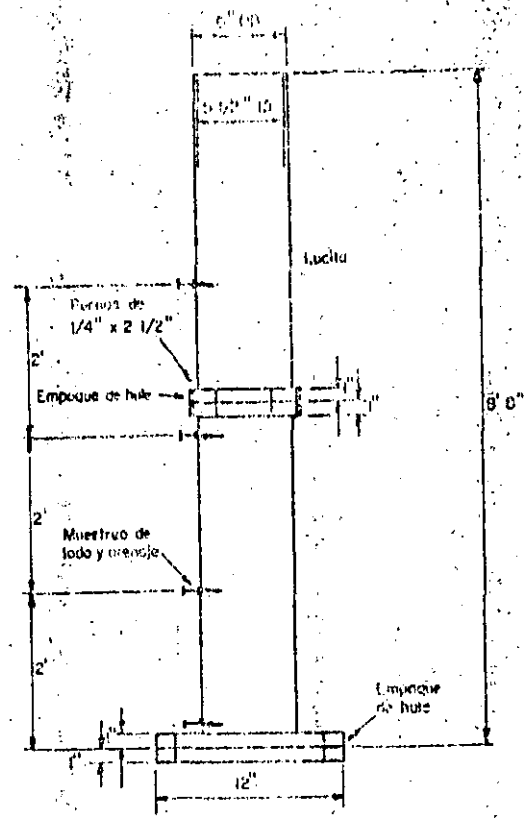


Fig. 4. COLUMNA DE SEDIMENTACION DE LABORATORIO PARA LA EVALUACION DE FLOCULOS SEDIMEN. TABLON DE SUSPENSIONES.

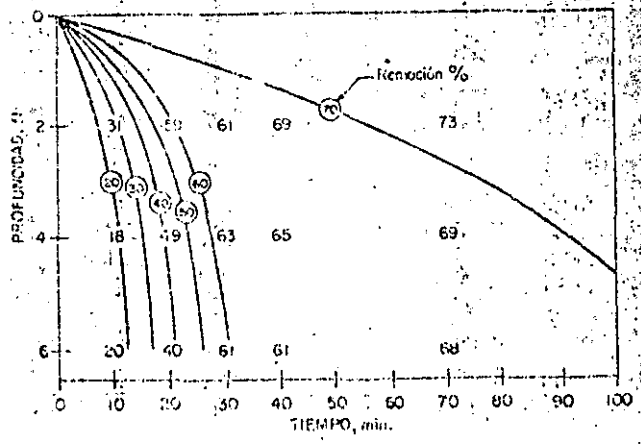


Fig. 5. TRAYECTORIA DE SEDIMENTACION DE UNA SUSPENSION FLOCULENTE MEDICA EN EL CILINDRO DE PRUEBA.

ces, contra sus respectivas profundidades y tiempos. Se pueden dibujar curvas suavizadas que conecten los puntos de igual remoción.

Ejemplo.- Considere un período de remoción de 25 min y una profundidad de tanque de sedimentación de 6 ft.

a)  $v_0 = \frac{6 \text{ ft}}{25 \text{ min}} \cdot \frac{60 \text{ min}}{\text{hr}} = 14.4 \frac{\text{ft}}{\text{hr}}$

b) De la figura 5 se obtiene: 50% de los sólidos suspendidos son removidos, esto significa que el 50% de las partículas suspendidas tienen una velocidad de sedimentación igual o mayor que 14.4 ft/hr.

c) Las partículas en cada rango adicional de 10% serán removidas en la proporción  $v/v_0$ , o en proporción a la profundidad promedio de asentamiento respecto a la profundidad total (6 ft).

Por ejemplo, para el intervalo de 50 a 60%, la profundidad promedio correspondiente es 3.8 ft. El porcentaje de remoción de esta fracción es consecuentemente 3.8 ft/6ft o sea 6.4% del 10%. Los intervalos de porcentaje subsiguientes se tratan de una manera similar.

d) El porcentaje total de remoción se calcula como sigue.

% Removido de SS Intervalo	$d/d_0$	% SS removido
0 - 50	1.0	50.0
50 - 60	0.64	6.4
60 - 70	0.25	2.5
Total removido		58.8

Problema

Disene un tanque de sedimentación para tratar desechos de una planta productora de papel. Considere los siguientes datos obtenidos experimentalmente en el laboratorio.

SS = 393 mg/l, influente

Tiempo, min.	Porcentaje removido a		
	2 ft	4 ft	6 ft
5	--	--	26
10	27	36	40
20	39	28	35
40	50	44	38
60	60	48	50
120	70	64	60

- a) Dibuje una gráfica de tiempo vs profundidad, para 30, 40, 50, 60 y 70% de remoción.
- b) Para 27.5 min de período de retención determine: la velocidad (ft/hr); remoción de sólidos suspendidos (%); rata de flujo superficial (gpd/ft<sup>2</sup>), o sea "overflow rate".
- c) Realice los cálculos y llene la siguiente tabla

Tiempo, min.	Velocidad, ft/hr	Remoción de SS, %	Overflow rate gpd/ft <sup>2</sup>
27.5			
42.0			
62.0			
115.0			

11

d) Dibuje una gráfica de "overflow rate" vs % de sólidos suspendidos removidos, y una gráfica de periodos de retención vs sólidos suspendidos removidos.

e) Si se desea que el efluente contenga 150 mg/l de SS, determine:

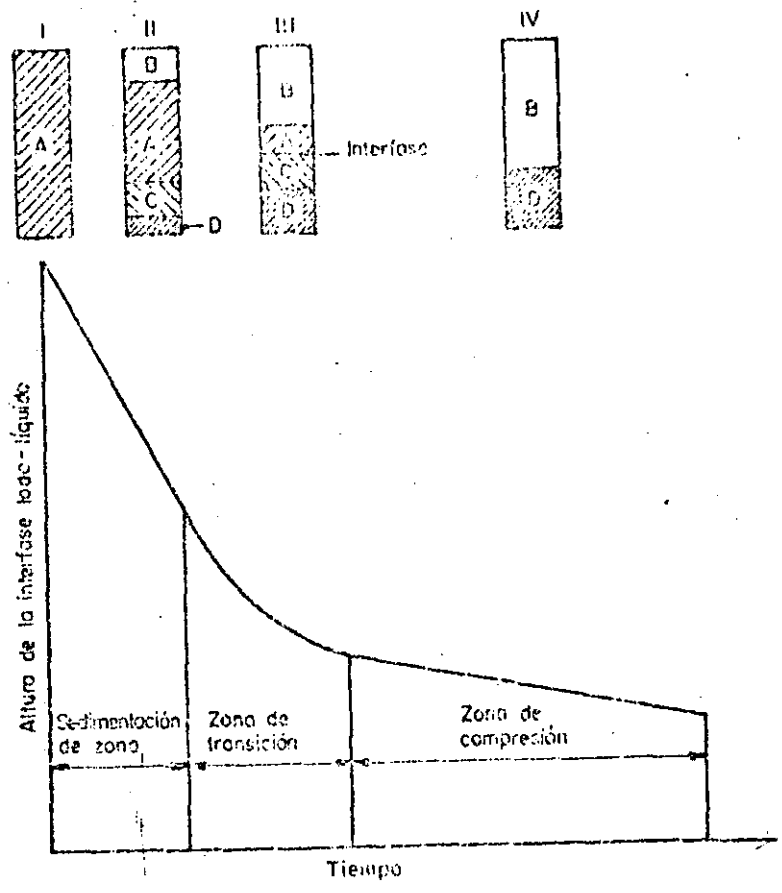
- % total de SS removido
- " Overflow rate": Divida el "overflow rate" entre 1.5 para corregir por turbulencia, cortos circuitos y pérdidas de entrada y salida.
- Tiempo de retención.
- Area por cada mgd tratado
- Profundidad efectiva

## 5. Sedimentación de zona

La sedimentación de zona es característica de los lodos activados y de las suspensiones químicas flocculentas cuando la concentración de sólidos excede a 500 mg/l.

Las partículas flocculentas se adhieren unas a otras y forman una capa que se sedimenta como un todo.

Considere la siguiente figura :



CARACTERÍSTICAS DE SEDIMENTACION DE UN LODO FLOCULADO

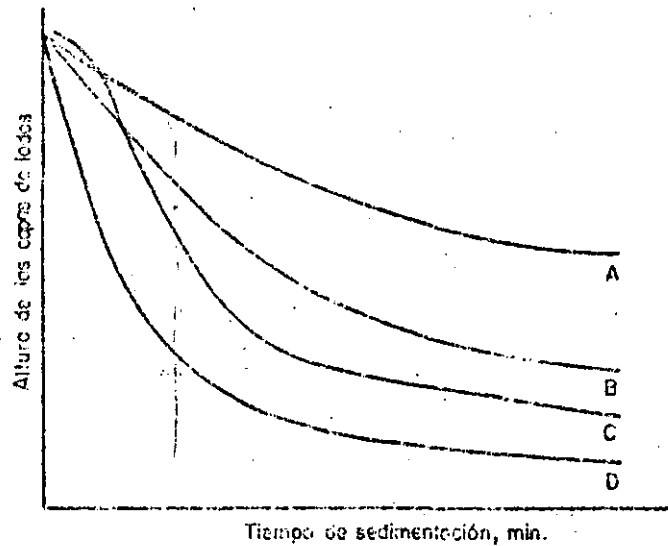
Concentración uniforme al inicio de la sedimentación, A.  
 Crecimiento de la capa de sólidos sedimentados, a rapidez constante, D.

En la zona de transición C la velocidad decrece a través del tiempo.

La rapidez de sedimentación en el proceso de sedimentación de zona es menor a la de la sedimentación libre; por tanto cuando ocurre sedimentación de zona, el diseño debe efectuarse para la rapidez de sedimentación respectiva.

6. Evaluación de laboratorio de la sedimentación de zona

Se hace uso de un cilindro de 1.01 de capacidad equipado con un agitador de velocidad lenta (4 a 5 rph), para simular el movimiento hidráulico y la acción de las rastras en el clarificador. Se dibuja una curva de compactación, graficando la altura del lodo en la interfase vs el tiempo de sedimentación.



CARACTERÍSTICAS DE SEDIMENTACION DE LODOS FLOCULADOS EN LABORATORIO.

- A, sedimentación quieta
- B, con el mezclador trabajando
- C, curva afectada por floculación (depende de la naturaleza de los lodos).

B, efecto de disminuir la concentración inicial en muestras agitadas.

Considere la siguiente nomenclatura

U.A. área unitaria requerida, ft<sup>2</sup>/((lb sólidos)(día)

C<sub>u</sub> concentración en el "underflow"

C<sub>i</sub> concentración de sólidos a la velocidad de asentamiento

U<sub>i</sub>, lb/ft<sup>3</sup>

U<sub>i</sub> velocidad de asentamiento de la interfase, ft/día.

C<sub>o</sub> concentración inicial de los lodos.

Entonces :

$$U.A. = \frac{A}{Q_o C_o} = \frac{(1/C_i - 1/C_u)}{U_i} \tag{9}$$

donde :

$$C_i = \frac{C_o H_o}{H} \tag{10}$$

H es la ordenada al origen de una tangente dibujada a la curva de sedimentación en cualquier punto, o la profundidad que el lodo ocuparía si todo estuviera a la concentración C<sub>i</sub>, correspondiente a la interfase.

17

$$C_o H_o = C_u H_u \therefore H_o = 1\ 000\ \text{ml} \rightarrow 1.15\ \text{pies}$$

$$UA = \frac{t_u}{C_o H_o} = \frac{10}{(2600)(1.15)} \rightarrow 0.037\ \text{ft}^2/\text{lb-día}$$

OR se calcula con la fórmula 12

$$OR = \frac{120}{(0.037)(2.6)} \times \frac{7.4}{10} = 930\ \text{gal/día-ft}^2$$

Si  $C_o$  fuera 4 000 mg/l, de la gráfica 1 :

$$v_o = 4.8 \frac{\text{ft}}{\text{hr}} \rightarrow 865\ \text{gpd/ft}^2$$

## 7. Aplicaciones. Separación de aceite

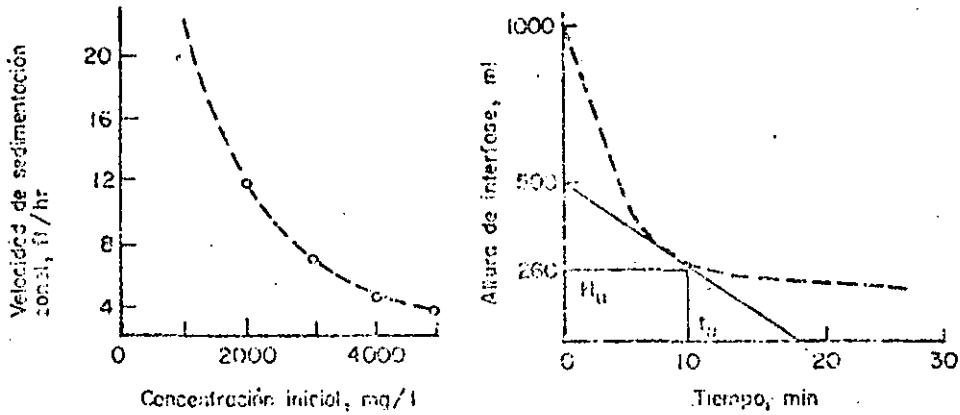
Las mismas condiciones que se aplican para la sedimentación de partículas son valideras en el caso de partículas más ligeras que el agua, las que en lugar de sedimentarse se levantan hacia la superficie del líquido.

En un separador de aceite, el aceite libre se flota hacia la superficie del tanque que es posteriormente desnatado. El diseño de separadores de gravedad, tal como lo especifica la API se basa en la remoción de todos los glóbulos libres de aceite con tamaños mayores a 0.015 cm. En este caso se aplica la Ley de Stokes :



Ejemplo

Las características de sedimentación para cierto tipo de lodos activados están representadas en las siguientes figuras



Calcule el área unitaria y el "overflow rate" para una concentración del "underflow" de 10 000 mg/l y una concentración inicial de 2 600 mg/l. Cheque el "overflow rate" para la clarificación de un influente con concentración de sólidos de 4 000 mg/l.

Solución :

De la gráfica 2 :

$t_u = 10 \text{ min}; H_u = 260 \text{ ml}; C_u = 10\ 000 \text{ mg/l}, C_o = 2\ 600 \text{ mg/l}$

$v_H/v_t$	20	15	10	6	3
$F_2$	1.45	1.37	1.27	1.14	1.07

La longitud del separador se calcula mediante la fórmula

$$L = F \frac{v_H}{v_t} d \tag{17}$$

d, profundidad del líquido

El área mínima de sección recta está dada por la fórmula

$$A_c = \frac{Q_m}{v_H} \tag{18}$$

donde  $v_H = 15 v_t$  pero no debe exceder a 3 ft./min

Problema

Usando los siguientes datos diseñe un separador de aceites.

$Q_m = 18 \text{ ft}^3/\text{min}$ ;  $T = 105^\circ\text{F}$ ;  $\rho_w = 0.995$ ;  $\mu = 0.0065 \text{ poises}$ ;

$D_o = 0.015 \text{ cm}$ ;  $\rho_o = 0.92$



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

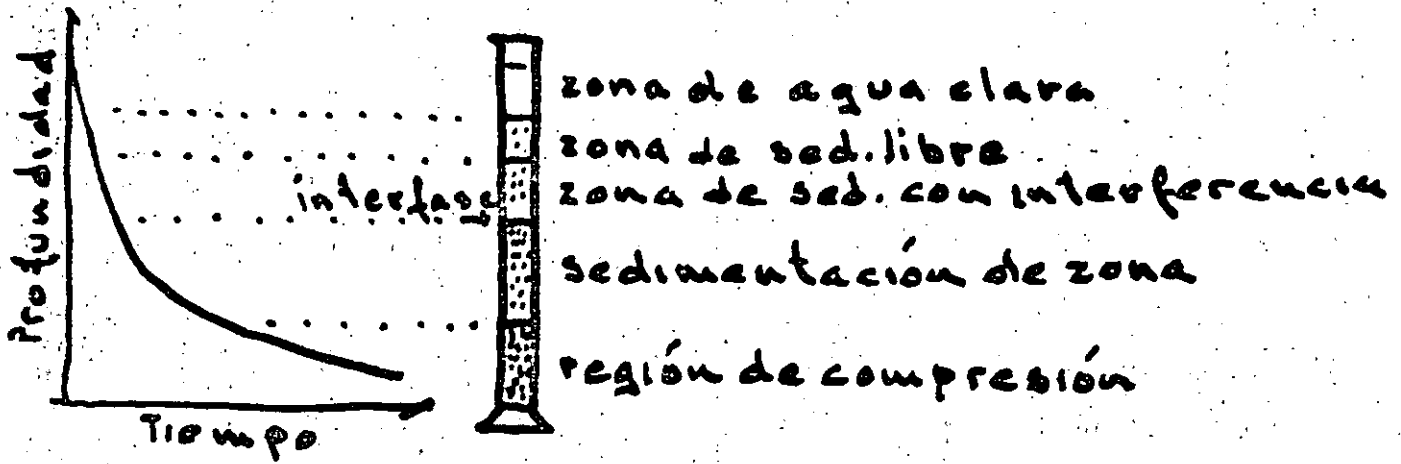
TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES, INSUSTRIALES Y REUSOS

SEDIMENTACION DE ZONA Y COMPRESION

DR. UBALDO BONILLA DOMÍNGUEZ

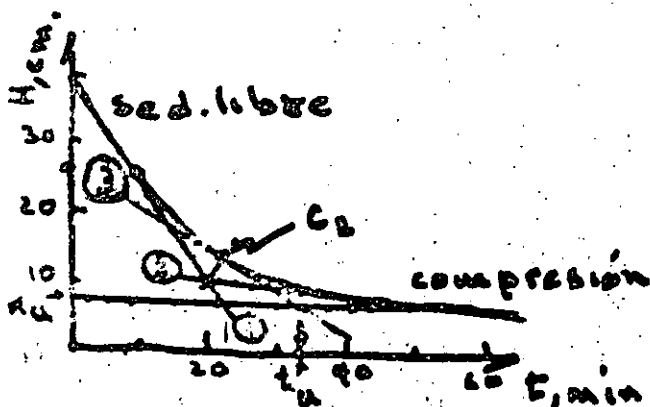
NOVIEMBRE, 1985.

# SEDIMENTACION DE ZONA Y COMPRESION (1)



- La sedimentación de zona (tipo 3) y de compresión (tipo 4) ocurre en sistemas con altas concentraciones de S.S.
- En la sedimentación de zona las partículas guardan su posición relativa y se asientan como una masa.
- El diseño de las instalaciones, cuando existe sedimentación tipo 3 y 4 se basa en
  - area necesaria para sedimentación discreta
  - area necesaria para sedimentación, en la interfase
  - tasa de salida de lodos de la zona de compresión

## Método de Talmadge.



- 1- trazar tangentes a las curvas de sed. libre y compresión ① y ②
- 2- Bisectar el ángulo formado por ① y ② para encontrar el punto C<sub>2</sub>
- 3- Por C<sub>2</sub> trazar la tangente a la curva ③
- 4- Por H<sub>u2</sub> = C<sub>0</sub>H<sub>0</sub>/C<sub>u</sub> trazar una horizontal
- 5- Donde la tangente (3) corta a la horizontal, deter

MINER P

• Para aplicar el método de Talmadge es necesario:

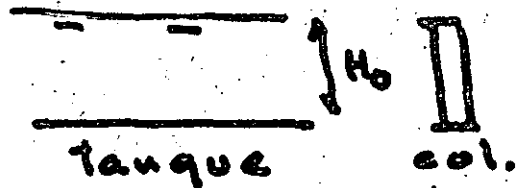
- Llenar con muestra una columna de altura  $H_0$ , agitar para obtener concentración uniforme  $C_0$ .
- Observar el proceso de sedimentación y dibujar la gráfica correspondiente.

### • Fórmulas

- Si:
- $A$  área requerida para espesamiento de lodos,  $ft^2$
  - $Q$  gasto de entrada al tanque, cfs.
  - $H_0$  altura inicial de la interfase en la columna, ft.
  - $t_u$  tiempo en que se alcanza la concentración deseada en los lodos, sec.
  - $C_u$  conc. deseada en los lodos.

$$A = \frac{Qt_u}{H_0}$$

(1)



(observese que  $AH_0$  es el volumen que entra al tanque en el tiempo  $t_u$ )

$$H_u = \frac{C_0 H_0}{C_u}$$

(2)

(Observese que  $H_u C_u$  tiene unidades de  $ML^{-2}$ , o sea "la cant. de partículas por unidad de área es constante en la sedimentación de zona")

- Ejemplo:

Considere los datos que aparecen en la figura anterior,  $C_0 = 4000 \text{ mg/L}$ ; determine el área de espesamiento necesaria para lograr una  $C_u = 24000 \text{ mg/L}$  para un gasto  $Q = 0.1 \text{ mgd}$ . Determine la carga de sólidos en  $\text{lb/ft}^2\text{-día}$  y el "overflow rate" (gasto de salida) en  $\text{gal/día-ft}^2$

1.  $H_u = \frac{C_0 H_0}{C_u} = \frac{4000 \times 40 \text{ mg/cm} \cdot \text{l}}{24000 \text{ l/mg}} = 6.7 \text{ cm.}$

2 - De la gráfica de sedimentación, con  $H_u = 6.7 \text{ cm}$ , se obtiene  $t_u = 34 \text{ min.}$

3 - El área necesaria para sedimentación es (para alcanzar  $C_u = 24000 \text{ mg/L}$ )

$A = \frac{Q t_u}{H_0} = \frac{0.10(34) \text{ mgd/min} \cdot \text{cfs}}{40 \text{ cm}} \cdot \frac{60 \text{ sec}}{0.646 \text{ mgd/min}} \times \frac{30.48 \text{ cm}}{\text{ft}}$

$A = 241 \text{ ft}^2$

4 - La velocidad de asentamiento de la interfase es

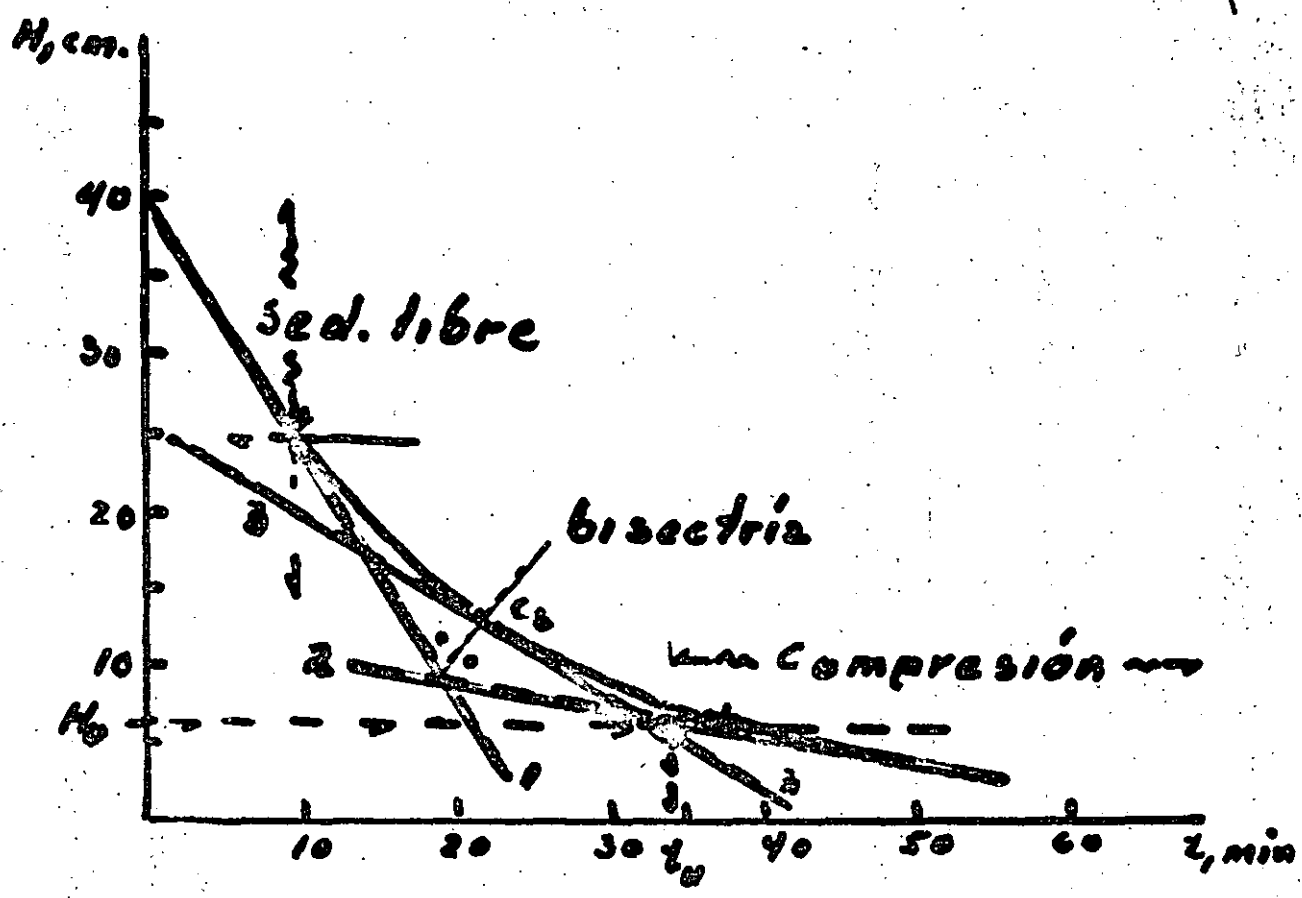
$v = \frac{40 - 25}{10} \frac{\text{cm}}{\text{min}} \cdot \frac{\text{min}}{60 \text{ sec}} \cdot \frac{\text{ft}}{30.48 \text{ cm}}$

$v = 8.2 \times 10^{-4} \text{ fps.}$

5 - El "overflow rate" es proporcional al volumen arriba de la zona de lodos

$Q = (0.1) \frac{40 - 6.7}{40} \frac{\text{mgd/cm} \cdot \text{cfs}}{\text{cm}} = 0.646 \text{ mgd}$

$Q = 0.129 \text{ cfs.}$

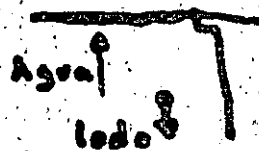


GRAFICA DE TALMADGE

6 - El área necesaria para el gasto de (4) salida es:

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{0.129}{8.2 \times 10^{-4}} \frac{\text{ft}^3}{\text{sec}} \bigg| \frac{\text{sec}}{\text{ft}}$$

$$A = 157 \text{ ft}^2$$



Observese que el área necesaria para que ocurra una sedimentación adecuada es mayor que el área requerida para el gasto de salida. En el proyecto rige la primera (241 ft<sup>2</sup>).

7 - La carga de lodos es:

$$q_l = \frac{0.1 \times 4000}{241} \frac{\text{mgd}}{\text{ft}^2} \bigg| \frac{\text{mg} \cdot 10^6 \text{ lb}}{\text{mgd}} \bigg| \frac{\text{ft}^2}{7.48 \text{ gal}} \bigg| \frac{28.2 \text{ lb}}{\text{ft}^3} \bigg| \frac{\text{ft}^3}{10^3 \text{ mg}} \bigg| \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}$$

$$q_l = 13.8 \text{ lb/ft}^2\text{-día}$$

8 - El gasto de descarga es, por ft<sup>2</sup>

$$q = (0.1) \frac{33.3}{40} \frac{1}{241} \frac{\text{mgd}}{\text{ft}^2} \bigg| \frac{10^6 \text{ gal-día}}{\text{mgd}}$$

$$q = 345.4 \frac{\text{gal}}{\text{día-ft}^2}$$





**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

DESARENADORES, VERTEDORES PROPORCIONALES, DISEÑO

M. EN C. OCTAVIO CASTELLANOS LÓPEZ

NOVIEMBRE, 1985.

# CONTENIDO

1. INTRODUCCION.
2. CALIDAD Y CANTIDAD DE ARENA Y PARTICULAS SIMILARES ESPERADAS EN LOS TANQUES DESARENADORES.
3. TIPOS DE CAMARAS DESARENADORAS.
4. CONSIDERACIONES HIDRAULICAS.
  - 4.1 Gasto.
  - 4.2 Control de la Velocidad.
  - 4.3 Sedimentación Diferencial.
  - 4.4 Turbulencia.
  - 4.5 Resuspensión de los Lodos del Fondo.
5. LIMPIEZA DE LAS CAMARAS DESARENADORAS.
6. DISPOSITIVOS DE ENTRADA Y DE SALIDA EN LAS CAMARAS DESARENADORAS.
7. DETERMINACION DE LA EFICIENCIA DE LAS CAMARAS DESARENADORAS.
8. DISPOSICION DE ARENAS.
9. BIBLIOGRAFIA.

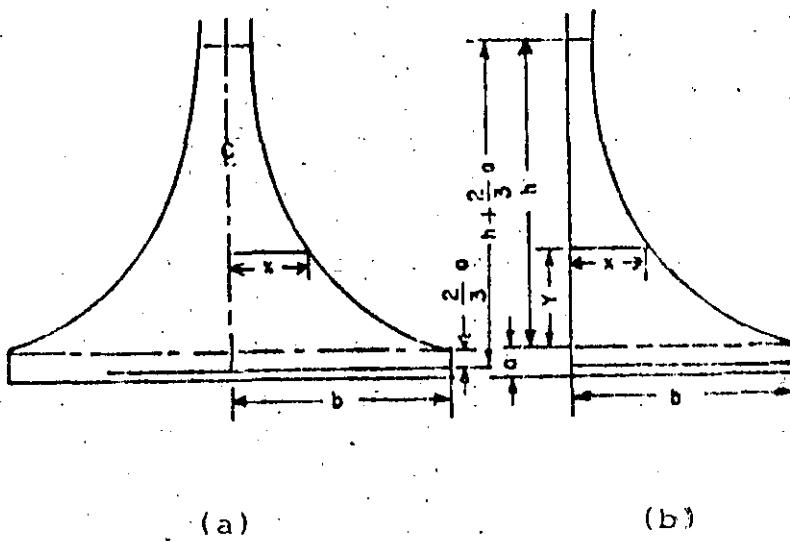


Figura 4. Elementos de un vertedor proporcional (a) y de un vertedor sutor (b)  
 (Ver texto para explicación de símbolos)



DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

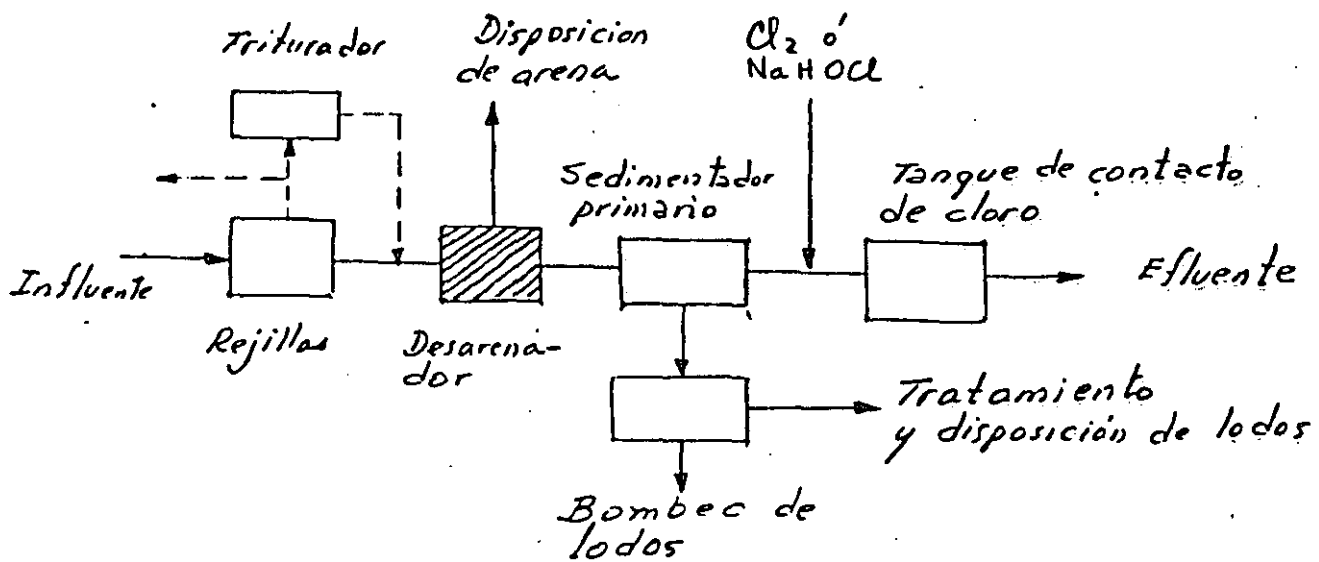
DESARENADORES

DR. PEDRO MARTINEZ PEREDA

NOVIEMBRE, 1985

## TRATAMIENTO PRELIMINAR: TANQUES DESARENADORES

Los tanques de desarenación, forman parte del tratamiento primario o preliminar. Su uso es generalmente indispensable cuando se trata de drenajes mixtos.



Su función es remover arena, grijo, grava y otros sólidos pesados que tienen velocidades de asentamiento o densidades substancialmente mayores a las de los sólidos orgánicos putrescibles de las aguas residuales. Estas partículas no solo alteran el funcionamiento del equipo mecánico por abrasión y desgaste, y las instalaciones de entrada y salida de los sedimentadores, sino que también perjudican en los digestores provocando en ellos la formación de masas duras de barro haciendo necesaria la limpieza mas frecuente.

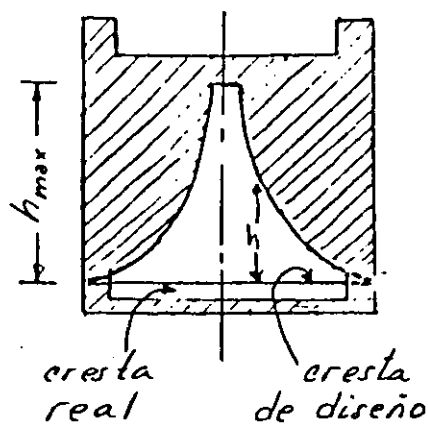
Pueden ubicarse antes de cualquier otra unidad de tratamiento. Generalmente se colocan despues de las rejillas

y de los trituradores.

Tipos de desarenadores: de flujo horizontal y aireados

### Desarenadores de flujo horizontal.

El flujo se desplaza a través del tanque en una dirección horizontal. La velocidad del agua se controla utilizando un vertedero de sección especial "vertedero proporcional" en el extremo efluente. La velocidad de diseño es de  $0.30 \text{ m/s}$  ( $1 \text{ pie/s}$ ). El vertedero proporcional mantiene la velocidad constante conforme el gasto varía, en las cámaras de sección rectangular.



El diseño de tanques desarenadores de flujo horizontal debe hacerse de manera que en las condiciones más adversas, las partículas más ligeras de arena lleguen al fondo del tanque antes de llegar al extremo efluente. En general, el diseño se efectúa para remover partículas de 0.21 mm en diámetro (malla 65), y en ocasiones para partículas de 0.15 mm de diámetro (malla 100). Se recomiendan velocidades de sedimentación de 1.0 m/min (3.7 pies/min) y 0.75 m/min (2.5 pies/min) en la práctica. La densidad de la arena se considera igual a 2.65 en general. Antes y después del desarenador, se recomienda disponer, antes y después del desarenador de un "trayecto de estabilización de 3 a 5 m con sección y pendiente constantes.

La longitud del canal será función de la profundidad requerida por la velocidad de sedimentación y por la sección de control; y la sección transversal estará gobernada por el gasto y por el número de canales.

Asentamiento de partículas discretas en agua.

Partículas discretas: no cambian sensiblemente de tamaño, peso y forma.

Consideremos una partícula discreta en un cuerpo de agua en reposo. La velocidad de asentamiento tiende a acelerarse hasta que la fuerza de fricción o arrastre del líquido iguale a la fuerza de impulso que actúa sobre la partícula. A partir de ese momento, el desplazamiento de la partícula es uniforme.

Fuerza de impulsión

$$F_a = \rho_s \cdot g \cdot V$$

F<sub>za</sub>. gravitacional

$$F_e = \rho \cdot g \cdot V$$

F<sub>za</sub>. de empuje

$$\therefore F_i = (\rho_s - \rho) g V \quad \textcircled{1}$$

F<sub>i</sub> = F<sub>za</sub>. de impulsión

$\rho_s$  = Densidad de masa de la partícula

$g$  = Aceleración debida a la gravedad

$\rho$  = Densidad del fluido

$V$  = Volumen de la partícula



## Fuerza de resistencia friccional ó arrastre

$$F_D = C_d \frac{A_c \rho V_s^2}{2} \quad (2)$$

$F_D$  = Fza de arrastre

$C_d$  = Coef. de arrastre de Newton

$A_c$  = Area de proyección de la partícula

$\rho$  = Densidad del fluido

$V_s$  = Vel. de desplazamiento de la partícula.

$$C_d = f(R)$$

$$R = \frac{v \cdot d}{\eta}$$

$v$  = Vel. de la partícula en el agua

$d$  = Diámetro de la partícula

$\eta$  = Viscosidad cinemática =  $\frac{\mu}{\rho}$   
del fluido

=  $\frac{\text{Viscosidad absoluta}}{\text{Densidad de masa}}$

Igualando Ecs. 1 y 2 resulta para la velocidad de sedimentación

$$v_s = \sqrt{\frac{2g}{C_d} \left( \frac{\rho_s - \rho}{\rho} \right) \frac{V}{A_c}}$$

Para el caso de partículas esféricas

$$V = \pi \frac{d^3}{6}; \quad A_c = \pi \frac{d^2}{4}; \quad \frac{V}{A_c} = \frac{4}{6} d$$

$$v_s = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g}{C_d} \left( \frac{\rho_s - \rho}{\rho} \right) d} \quad (3)$$

$$v_s = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g}{C_d} (S_s - 1) d}$$

$S_s$  = Gravedad específica del sólido. (agua)

• Ley de Stokes

$$v_s = \frac{g}{18\mu} (\rho_s - \rho) d^2$$

$$v_s = \text{cm / seg}$$

$$g = 981 \text{ cm / seg} \cdot \text{seg}$$

$$\mu = \text{dina} \cdot \text{seg} / \text{cm}^2$$

poises

$$\rho = \text{gramos} / \text{cm}^3$$

$$d = \text{cm}$$

$$C_d = \frac{24}{R} \quad \text{Resistencia por viscosidad} \quad R < 0.55$$

$$\therefore v_s = \frac{g}{18} \frac{(\rho_s - 1) d^2}{\eta}$$

• Ley de Newton

$$C_d = 0.4 \quad \text{Resistencia por torbellino} \quad 1000 \leq R \leq 2.5 \times 10^4$$

$$\therefore v_s = 1.82 \sqrt{g(\rho_s - 1) d}$$

• Acción de inercia y viscosidad

$$0.5 \leq R \leq 10^4$$

$$C_d = \frac{24}{R} + \frac{3}{\sqrt{R}} + 0.34$$

Entonces

$$v_0 = \frac{Q}{A_s} \quad \begin{array}{l} \text{Tasa de desbordamiento} \\ \text{superficial del tanque} \end{array}$$

= Velocidad de asentamiento vertical  
de la partícula

$$v_0 = \frac{h_0}{t_m} = \frac{h_0}{V/Q} = \frac{h_0}{A_s} \frac{Q}{h_0}$$

$$\therefore v_0 = \frac{Q}{A_s}$$

Toda partícula con velocidad de asentamiento  
 $v_s \geq v_0$  quedará removida

## 1. Funcionamiento de las unidades de sedimentación

1.1 El flujo a través de la unidad es cte. y la concn. de partículas de un mismo tamaño, en la zona de sedimentación, es uniforme a través de toda la sección transversal de la unidad

1.2 Toda partícula que alcanza el fondo, queda allí retenida

## 2. Respecto a la dinámica de fuerzas

2.1 El camino recorrido por las partículas que se asientan está definido por la suma de dos vectores:

$v_s$  (vel. vertical de asentamiento de la partícula)

$v_h$  (vel. horizontal media del agua que se desplaza a lo largo del estanque)

$$v_h = \frac{Q}{A_T} = \frac{\text{Gasto a través de la unidad}}{\text{Area transversal}}$$

## 3. Parámetros de diseño

La vel.  $v_o$ , de la partícula que cae a través de la profundidad total del estanque,  $h_o$ , en un tiempo igual al tiempo de detención teórico,  $t_o$ , es por definición:

$$v_o = \frac{h_o}{t_m}$$

$$t_m = \frac{h_o}{v_o}$$

Como por otra parte:  $t_m = \frac{\text{Volumen de la unidad}}{\text{Gasto a través de la unidad}} = \frac{V}{Q}$

y,  $A_s = \text{Area superficial del estanque} = \frac{V}{h_o}$

## Diseño de un desarenador de flujo horizontal.

Diseñar un canal desarenador y vertedor proporcional en base a la siguiente información:

Gasto (una sola cámara):  $Q_m = 104.54 \text{ l/s}$

Limpieza: manual

Carga superficial:  $C_s = 0.023 \text{ m}^3/\text{s} \cdot \text{m}^2$  a  $20^\circ\text{C}$  en aguas residuales domésticas. "Experimental Sewage Treatment" Imhoff & Fair.

Tamaño de partículas a remover:  $0.20 \text{ mm}$  y mayores; y parte de las menores.

Velocidad de sedimentación de partículas de  $0.20 \text{ mm}$  de diámetro en agua limpia a  $20^\circ\text{C}$ . "Water Purification and Wastewater Treatment" Fair, Geyer, Okun.

$$V_s = 2.54 \text{ cm/s} \quad 1 < R < 10 ; S_s = 2.65$$

1.º Area horizontal del canal desarenador:

$$\underline{A_h} = \frac{Q_h}{C_s} = \frac{104.54 \text{ l/s} \times 10^{-3} \text{ l/m}^3}{0.023 \text{ m}^3/\text{s} \cdot \text{m}^2} = \underline{4.545 \text{ m}^2}$$

2.º Longitud del canal: (suponiendo un ancho =  $0.60 \text{ m}$ )

$$\underline{L} = \frac{A_h}{\text{Ancho}} = \frac{4.545 \text{ m}^2}{0.60 \text{ m}} = \underline{7.575 \text{ m}}$$

• Cuando está lleno el depósito para acumular arena, la velocidad horizontal del flujo a lo largo del canal debe ser:  $V_h \leq 0.35 \text{ m/s}$

• Cuando no hay arena:  $V_h = 0.30 \text{ m/s}$

La vel. de arrastre de las partículas de arena es de aproximadamente:  $V_a = 0.60 \text{ m/s}$ .

3.º Area transversal del canal cuando no contiene arena:

$$\underline{A_T} = \frac{Q}{V_h} = \frac{0.10454 \text{ m}^3/\text{s}}{0.30 \text{ m/s}} = \underline{0.3485 \text{ m}^2}$$

Area transversal cuando el canal contiene arena:

$$\underline{A_T} = \frac{Q}{V_h} = \frac{0.10454 \text{ m}^3/\text{s}}{0.35 \text{ m/s}} = \underline{\underline{0.2987 \text{ m}^2}}$$

4: Tirante si el canal tiene arena:

$$\underline{h_{c.a.}} = \frac{A_T}{\text{Ancho}} = \frac{0.2987 \text{ m}^2}{0.60 \text{ m}} = \underline{\underline{0.498 \text{ m}}}$$

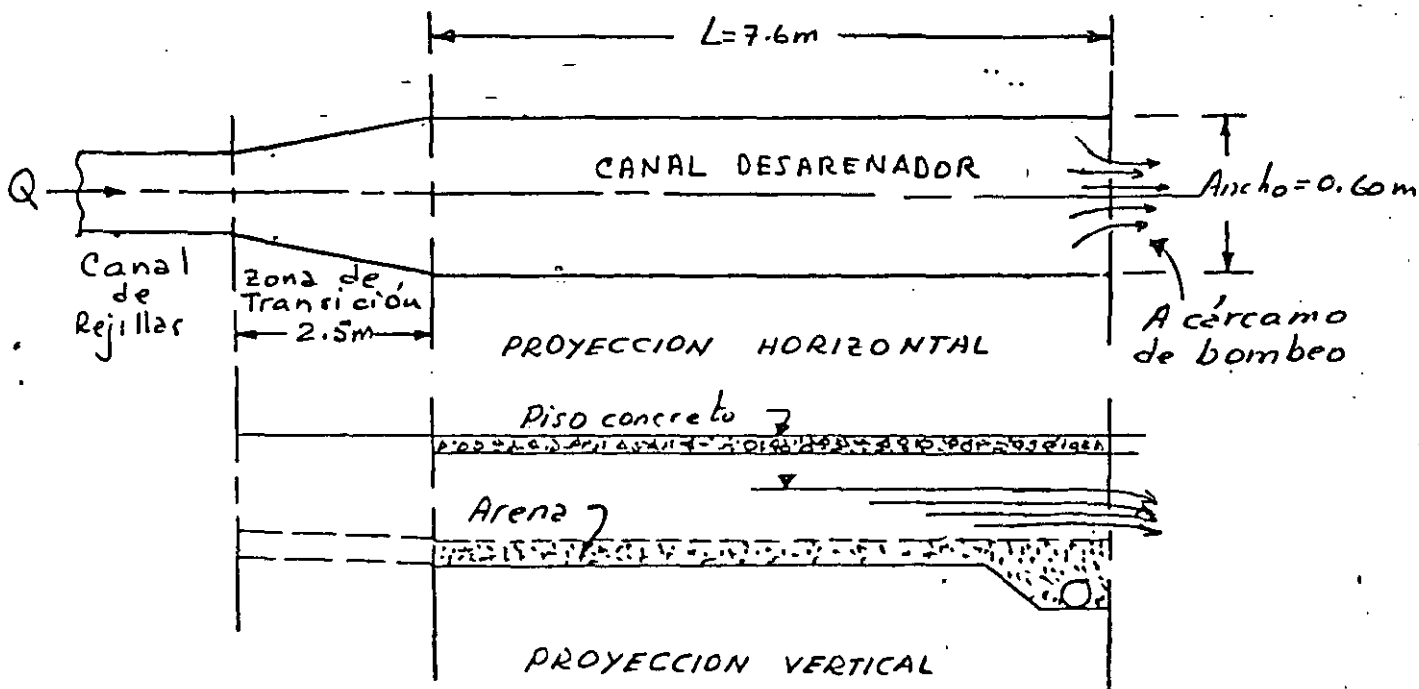
Tirante si el canal no tiene arena:

$$\underline{h_{s.a.}} = \frac{A_T}{\text{Ancho}} = \frac{0.3485 \text{ m}^2}{0.60 \text{ m}} = \underline{\underline{0.581 \text{ m}}}$$

Diferencia de tirantes:  $0.581 - 0.498 = 0.083 \text{ m}$

5: Volumen para depósito de arena

$$\underline{\underline{V_{arena}}} = (0.083 \text{ m}) (0.60 \text{ m}) (7.575 \text{ m}) = \underline{\underline{0.378 \text{ m}^3}}$$



Producción de arena

Si las aguas residuales acarrearán aproximadamente 0.20 m<sup>3</sup>/semana de arena (0.3 Toneladas/semana), el tiempo requerido para llenar el espacio disponible

será : 
$$\text{Tiempo} = \frac{\text{Vol. disponible}}{\text{Vol. generado por semana}} = \frac{0.378 \text{ m}^3}{0.20 \text{ m}^3/\text{sem.}} = 1.9 \text{ sem}$$

Retirar la arena cada dos semanas.

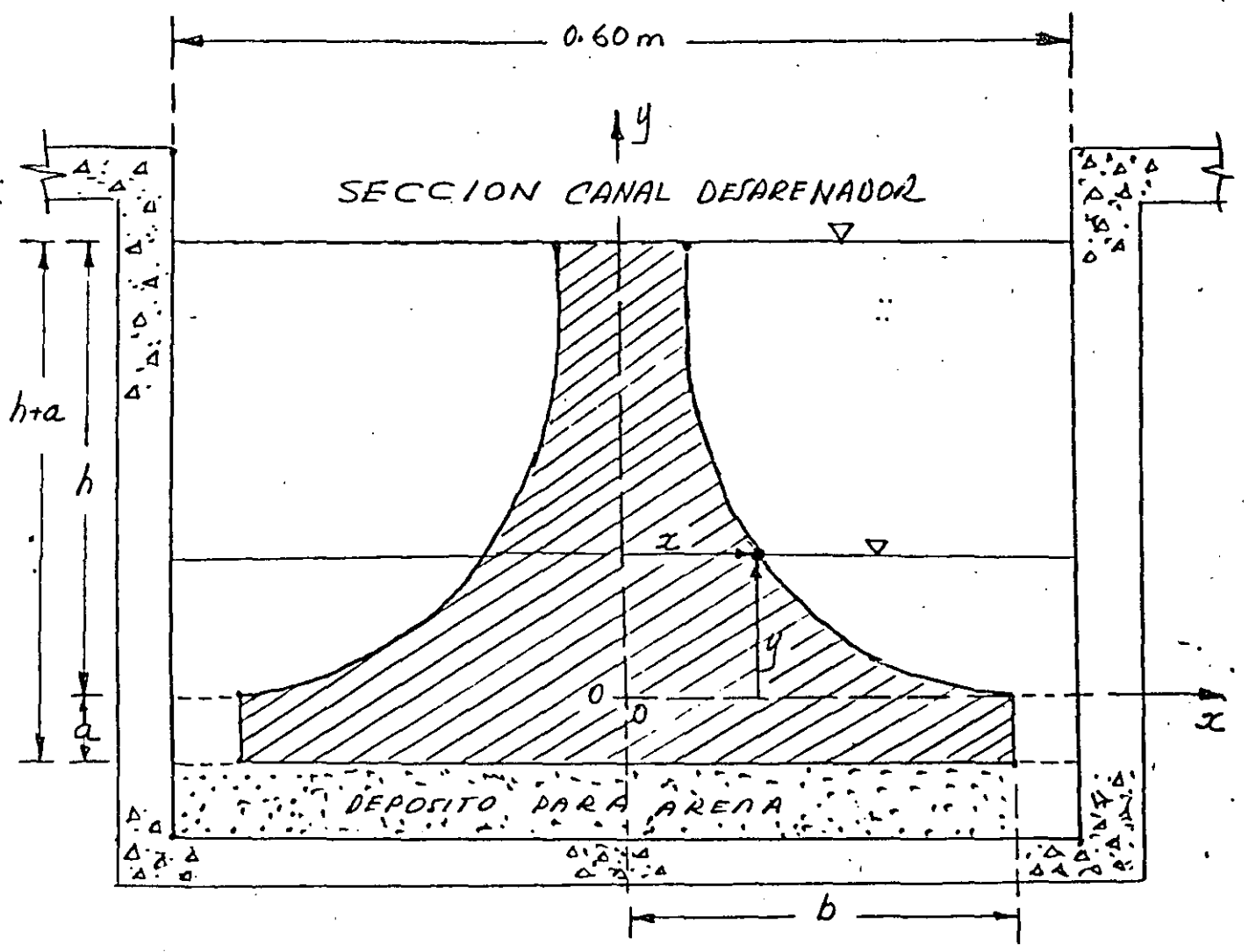
### DISEÑO DEL VERTEDERO PROPORCIONAL

Propósito del vertedero proporcional: mantener la velocidad horizontal aproximadamente constante para cualquier variación en el gasto; es decir:

$$v_h = 0.30 \text{ m/s} \text{ cuando el canal no tiene arena}$$

$$v_h = 0.35 \text{ m/s} \text{ cuando el canal tiene arena}$$

El control de velocidad se logra a través de una sección de control cuya función se realiza al variar el área perpendicular al flujo en el canal en una proporción directa al gasto





$$0.30 \text{ m/seg} \leq v_h \leq 0.35 \text{ m/seg}$$

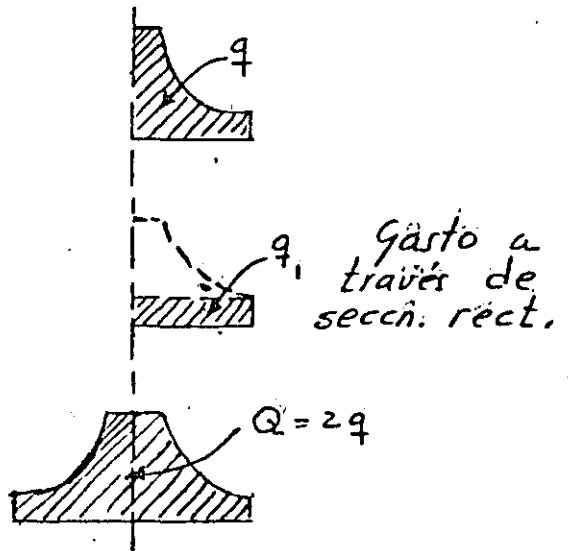
Ecuación de la curva:

$$x = b \left( 1 - \frac{2}{\pi} \tan^{-1} \sqrt{\frac{y}{a}} \right); \text{ Si } y=0 \Rightarrow x=b$$

$$q = b \sqrt{2ga} \left( h + \frac{2}{3} a \right)$$

$$q_1 = \frac{2}{3} b \sqrt{2g} \left[ (h+a)^{3/2} - h^{3/2} \right]$$

$$Q = 2q$$



Tirante cuando el canal tiene arena =  $h+a$

$q_1 = \frac{1}{2}$  del gasto total cuando el tirante es  $h+a$

Referencia: "A proportional flow weir" Engineering News Vol. 71, N° 26, p. 1409 June 1914

"...Un vertedor cuyo ancho es inversamente proporcional a la raíz cuadrada del tirante arriba de la cresta, dará un gasto teórico proporcional a la carga"

La forma de la curva resulta ser asintótica al eje,  $x$ ; como esto no es práctico, se necesita limitar,  $b$ , a un tamaño conveniente, menor

que el ancho  $B$ , del canal de arenador, y que  $a$ , resulte de una dimensión tal que no se obstruya.

$$h + a = 0.498 \text{ m}$$

$$B = 0.60 \text{ m} \quad (\text{ancho del canal})$$

$$a = 0.025 \text{ m}$$

$$h = 0.498 - 0.025 = 0.473 \text{ m}$$

$$h + \frac{2}{3}a = (0.473) + \frac{2}{3}(0.025) = 0.489 \text{ m}$$

$$Q = 0.10454 \text{ m}^3/\text{seg.} = 2q$$

$$q = 0.05227 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$b' = \frac{q}{(\sqrt{2ga})(h + \frac{2}{3}a)} = \frac{0.05227}{\sqrt{19.6 \times 0.025} \times 0.489} = 0.1525 \text{ m}$$

$q_1 = \frac{1}{2}$  gasto de la sección rectangular

$$q_1 = \left(\frac{2}{3}\right)(0.1525) \sqrt{19.6} \left[ (0.498)^{3/2} - (0.473)^{3/2} \right]$$

$$q_1 = \frac{2}{3} b \sqrt{2g} \left[ (h+a)^{3/2} - (h)^{3/2} \right]$$

$$q_1 = 0.0118 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$2q_1 = 0.0236 \text{ m}^3/\text{seg.} \quad (\text{gasto de la sección rectangular})$$

Del punto "0" (cero) hacia arriba los gastos son proporcionales a los tirantes

Ahora se prepara una tabla con los valores de  $x$ , e,  $y$ , para definir la curva del vertedor proporcional.

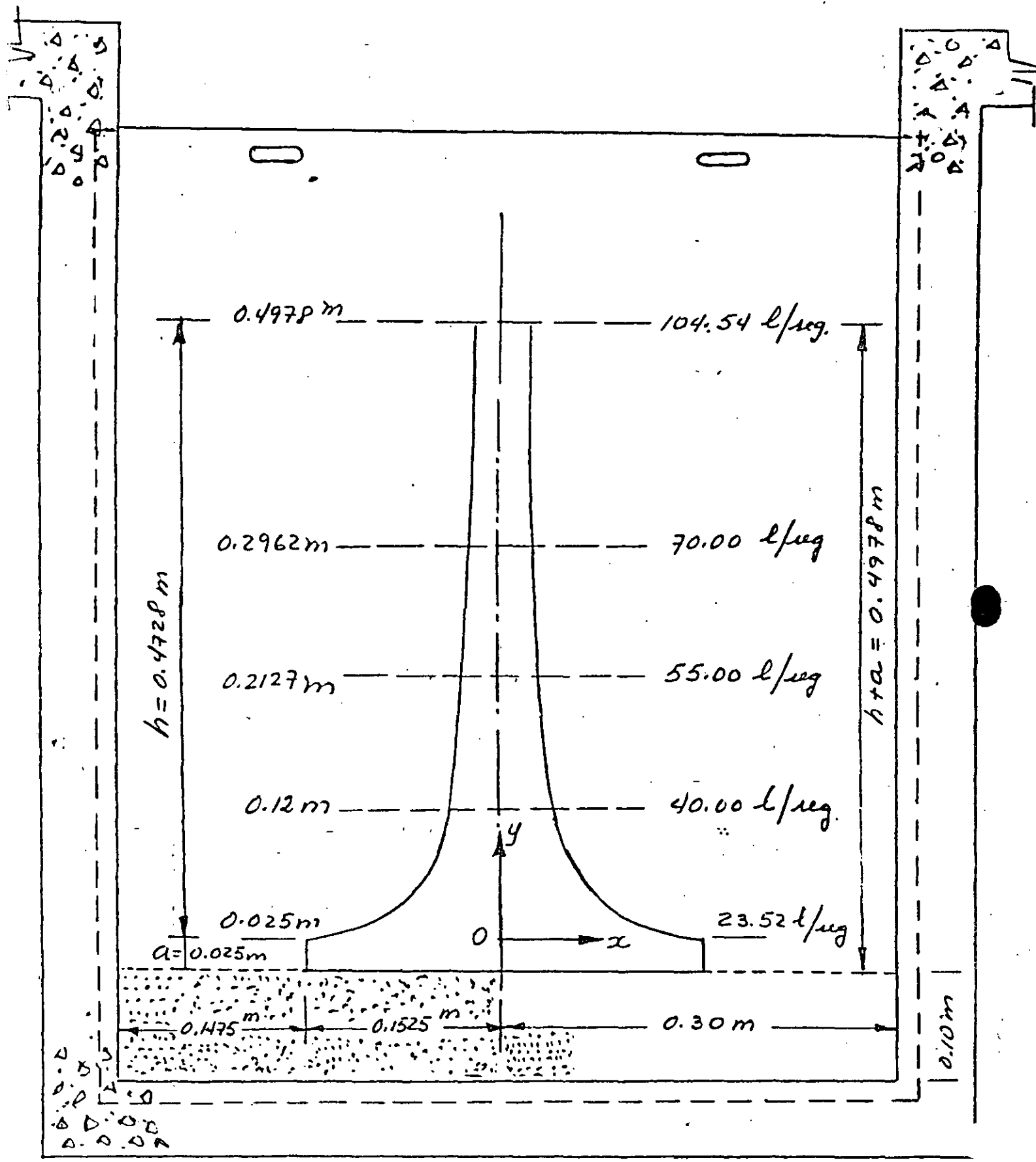
DATOS PARA LA CURVA DEL VERTEDROR PROPORCIONAL

$y(m)$	$x(m)$	$y(m)$	$x(m)$
0.00	0.1525	0.14	0.0388
0.01	0.0978	0.16	0.0366
0.02	0.0817	0.18	0.0346
0.03	0.0719	0.20	0.0330
0.04	0.0650	0.25	0.0297
0.05	0.0598	0.30	0.0273
0.06	0.0557	0.35	0.0254
0.07	0.0523	0.40	0.0238
0.08	0.0495	0.44	0.0227
0.09	0.0471	0.46	0.02053
0.10	0.0450	0.47	0.02052
0.12	0.0416	0.4728	0.02050

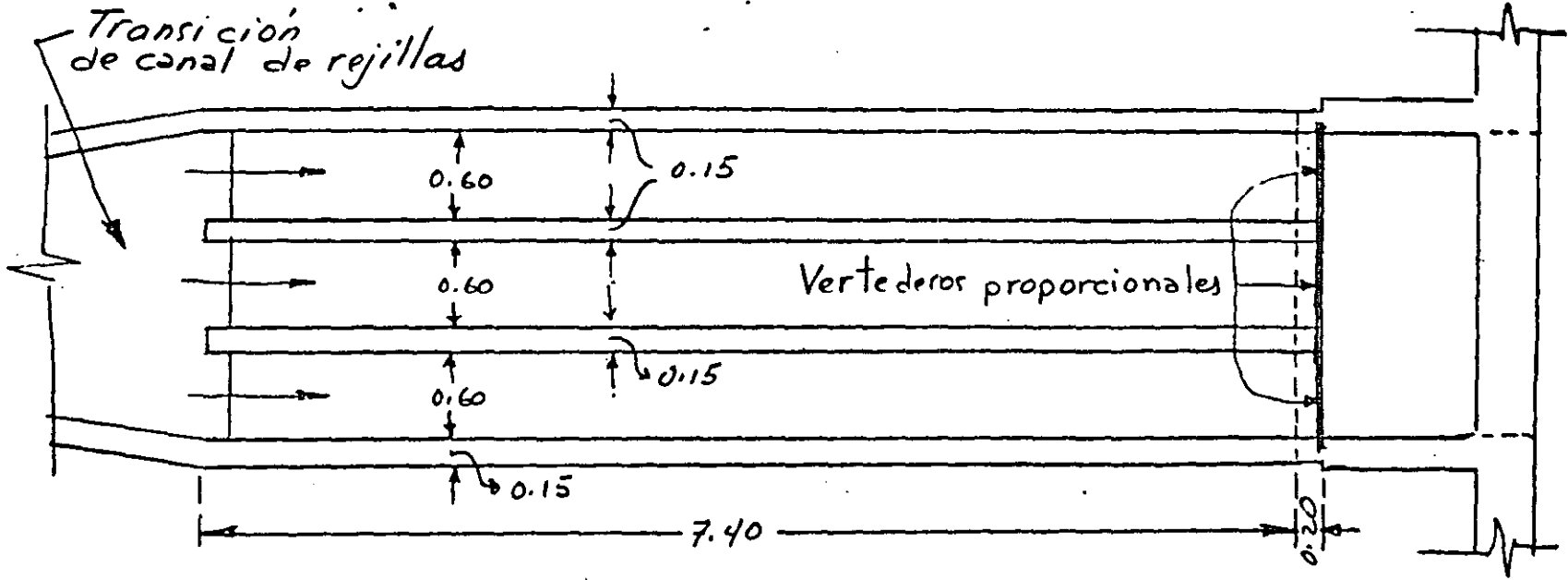
Contando los tirantes a partir de los aprox. 10 cms, de arena hacia arriba se obtiene la tabla de gastos para diferentes tirantes:

$h+a$ (m)	$Q$ (l/seg)	$h+a$ (m)	$Q$ (l/seg)
0.0250	23.52	0.2379	60.00
0.0336	25.00	0.2671	65.00
0.0628	30.00	0.2962	70.00
0.0920	35.00	0.3546	80.00
0.1212	40.00	0.4130	90.00
0.1503	45.00	0.4713	100.00
0.1795	50.00	0.4978	104.54
0.2127	55.00		

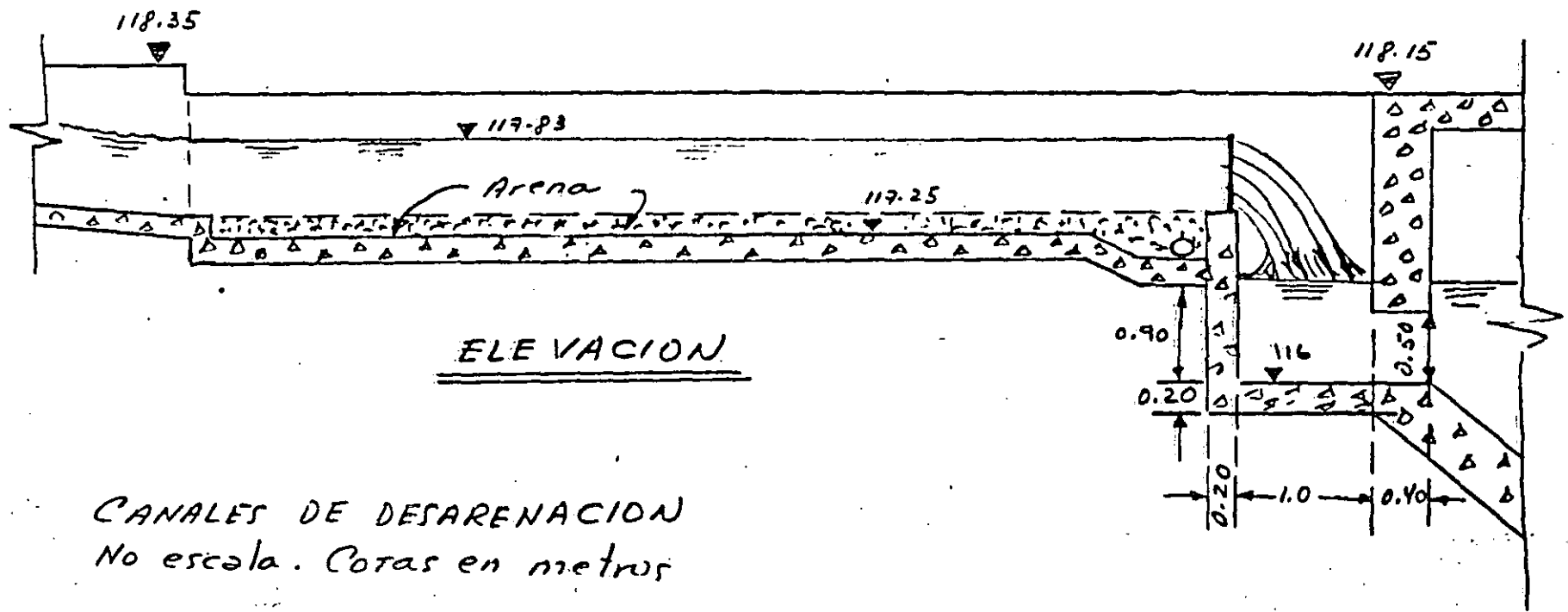
En la Figura



VERTEDOR PROPORCIONAL. VARIACION DE Q CON EL TIRANTE, A PARTIR DE "0".

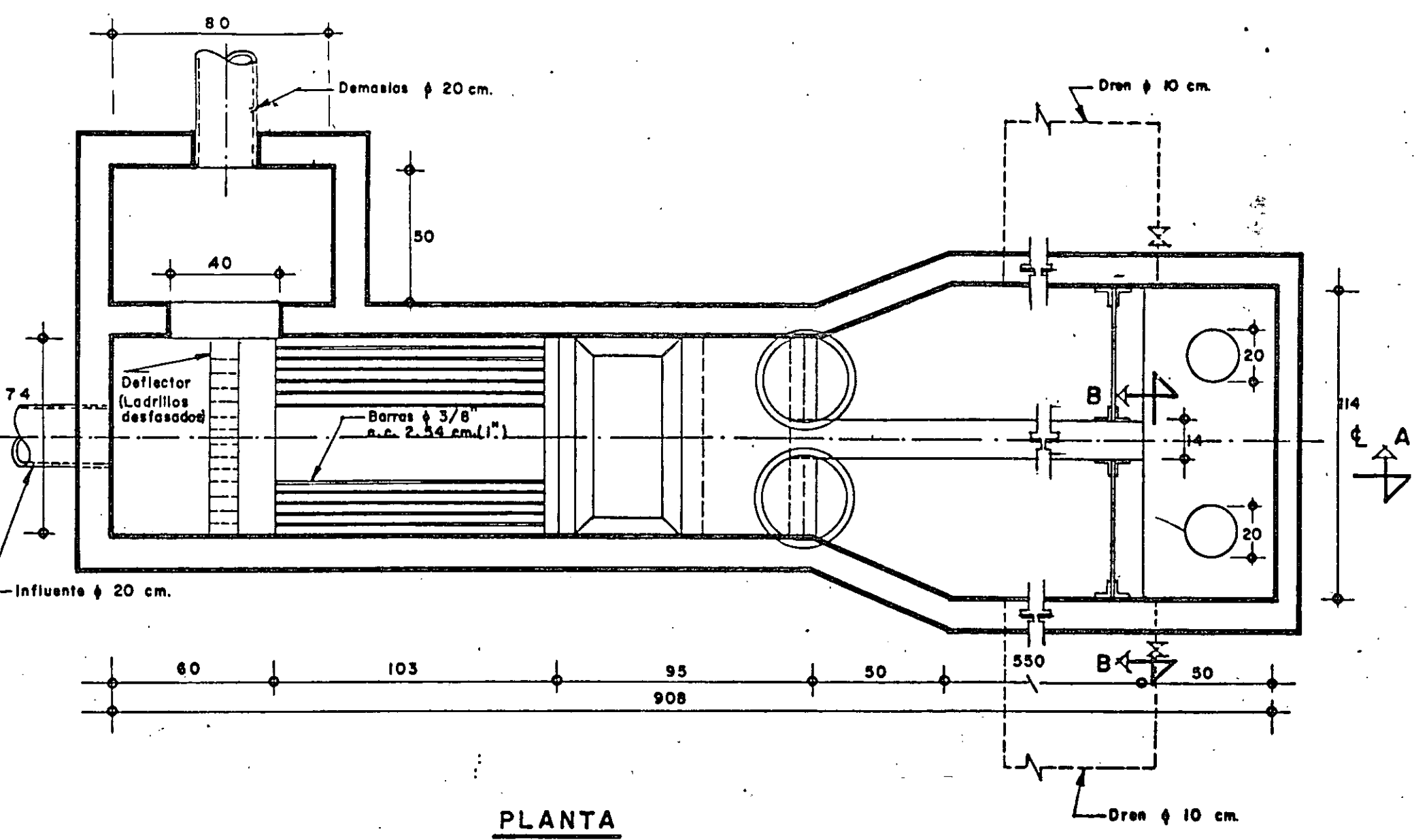


PLANTA



ELEVACION

CANALES DE DESARENACION  
 No escala. Cotas en metros

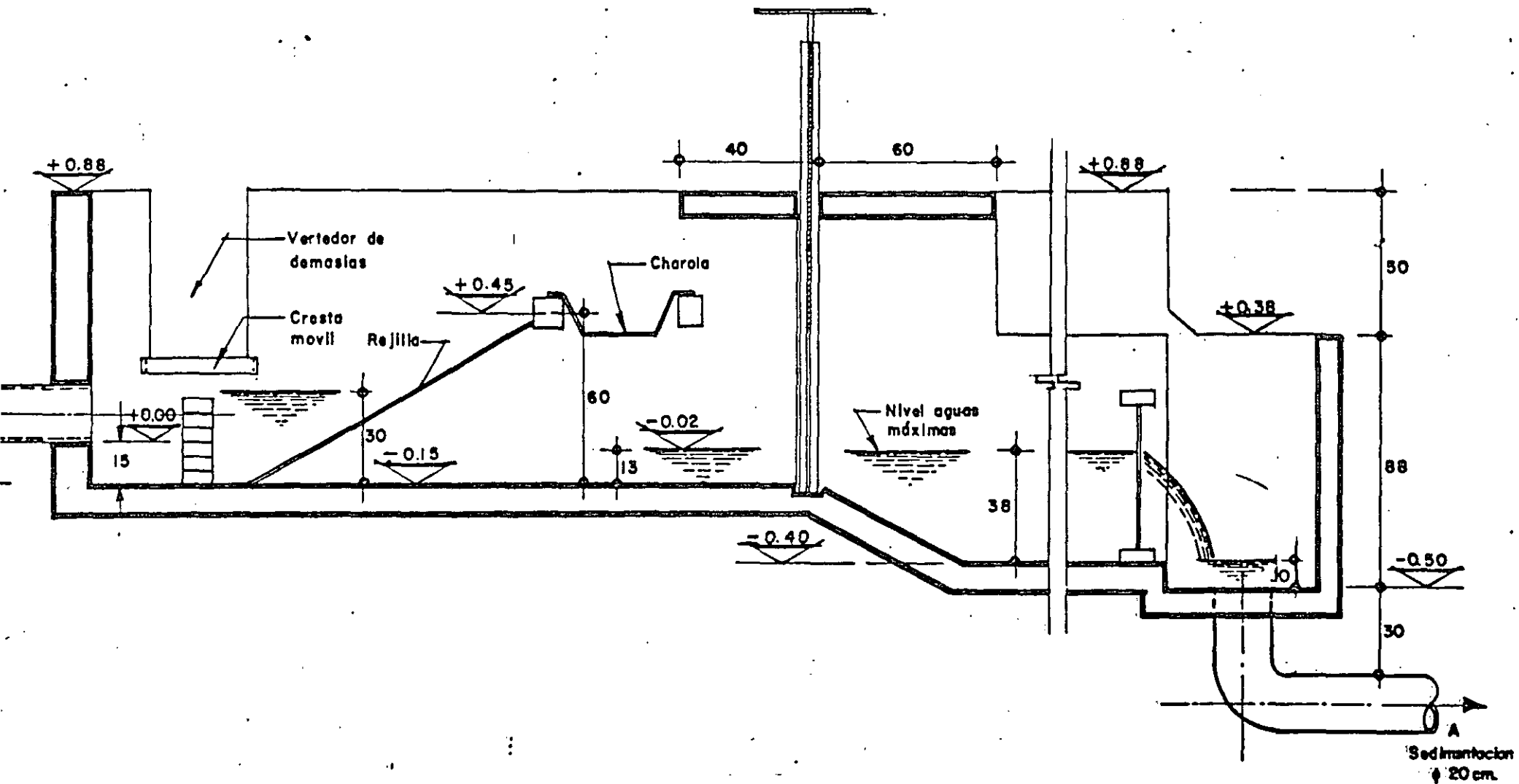


**ESTRUCTURA DE PRETRATAMIENTO**

Figura 1

Esc. 1:20

Acotaciones en m.



ELEVACION CORTE A-A

ESTRUCTURA DE PRETRATAMIENTO

Figura 2 /

Esc. 1:20

Acotaciones en cm.

## Información típica para diseño de Cámaras de desarenación de flujo horizontal

	Ambito	Típico
Tiempo de detención, s	45-90	60
Vel. horiz, m/s	0.25-0.40	0.30
Vel. de Sed. para remover, 65 malla, m/min <sup>a</sup>	1.00-1.30	1.15
100 malla, m/min <sup>a</sup>	0.06-0.90	0.75
H <sub>2</sub> en secc. de control como % de la prof. en el canal	30-40	36 <sup>b</sup>
Espacio para absorber turbulencia a la entrada y a la salida	2 D <sub>m</sub> <sup>c</sup> - 0.5 L <sup>d</sup>	

a Si  $\rho < 2.65$  vel. es menor

b Si secc. de control es Vertedor Parshall

c D<sub>m</sub> = Prof. máx. en canal desarenador

d L = Long. Teórica del tanque desarenador

## Información típica para diseño de cámaras de desarenación aireadas

Dimensiones	Ambito	Típico
Profundidad, m	2-5	
Longitud, m	7.5-20	
Ancho, m	2.5-7	
Proporción Ancho/Prof.	1:1 - 5:1	2:1
Tiempo de detención a gasto pico, min	2-5	3
Suministro de aire m <sup>3</sup> /m. min de longitud	0.15-0.45	0.3
Cantidad de arena, m <sup>3</sup> /1000m <sup>3</sup>	0.004-0.200	0.015



# Diseño de un desarenador aireado

16

$$Q_m = 0.5 \text{ m}^3/\text{seg} \quad \text{Aguas Residuales Domesticas: Concn. me}$$

1. Establecer gasto pico

$$Q_p = 0.5 \text{ m}^3/\text{s} \times 2.75 = 1.38 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Volumen del aerador. Usar dos cámaras

Tmpo. detención para  $Q_p$  es 3 min

$$\text{Volumen} = \frac{1}{2} (1.38) \text{ m}^3/\text{s} \times 3 \text{ min} \times 60 \text{ s}/\text{min} = 124.2 \text{ m}^3$$

3. Determinar dimensiones del tanque. Usar una relación profundidad/anchura 1:2.

Suponer ancho = 3 m

a) Profundidad =  $1.2 (3) = 3.6 \text{ m}$

b) Longitud =  $\frac{\text{Vol.}}{\text{ancho} \times \text{prof}} = \frac{124.2}{3 \times 3.6} = 11.5 \text{ m}$

c) Incrementar la longitud 15% (condiciones de entrada y de salida)

$$\text{Longitud ajustada} = (1.15)(11.5) = 13.2 \text{ m}$$

4. Equipo de suministro de aire

Suponer  $0.04 \text{ m}^3/\text{min} \cdot \text{m}$  de long.

a) Requerimiento de aire

$$(13.2) \text{ m} \times 0.04 \text{ m}^3/\text{min} \cdot \text{m} = 0.53 \text{ m}^3/\text{min}$$

5. Producción de arena. Suponer  $50 \times 10^{-3} \text{ m}^3/10^3 \text{ m}$

$$\text{Vol. arena} = \left[ (1.38 \text{ m}^3/\text{s}) (8640 \text{ s}/\text{día}) (50 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{m}^3) \right]$$

$$= 5.96 \text{ m}^3/\text{día}$$



DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

M E D I C I O N D E C A U D A L E S  
M U E S T R E O

DR. PEDRO MARTINEZ PEREDA

NOVIEMBRE, 1985.

# MEDICION DE CAUDALES

## Recipiente aforado y cronómetro

Se requiere conocer el volumen del recipiente aforado y el tiempo que se requiere para llenarlo

## Flujo en tubos de extremo abierto

a) El eje X deberá ser paralelo a la línea de drenaje y el eje Y perpendicular

$$Q = \frac{1800 AX}{\sqrt{Y}}$$

$$Y = c + b$$

A = Area transversal húmeda, pies<sup>2</sup>

b = Dist. del fondo del tubo a la sup. del líquido.

X = Dist. entre extremo del tubo y la escala vertical, pies

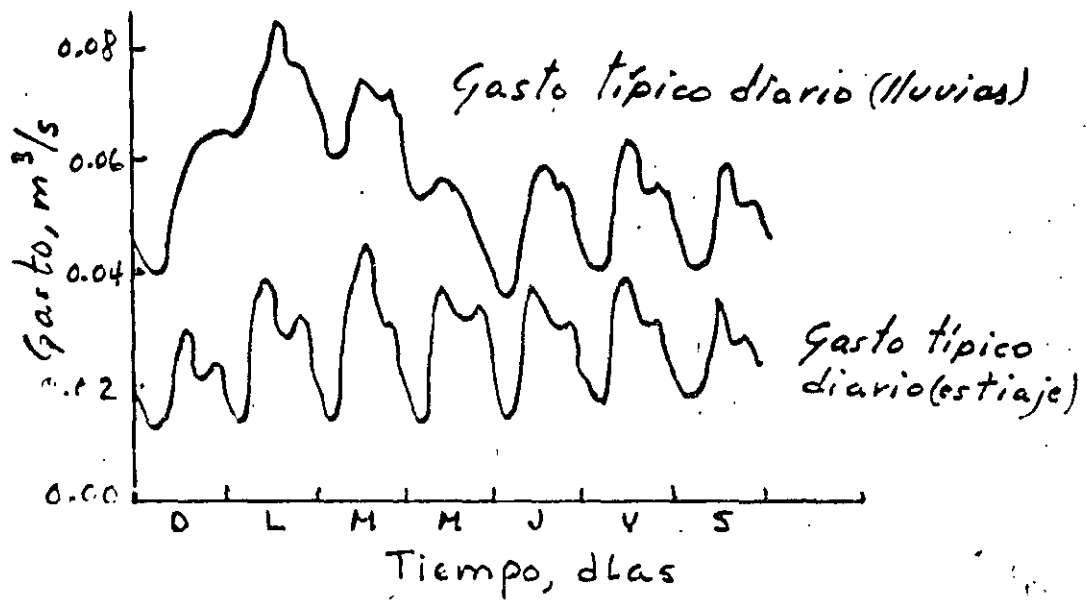
Y = Dist. vertical desde la superficie del agua en el extremo de descarga y la intersección de la superficie del agua con la regla vertical, pies

## b) Método California

$$Q = TW \text{ (gal./min)}$$

$$T = 3900 \left(1 - \frac{a}{d}\right) 1.88$$

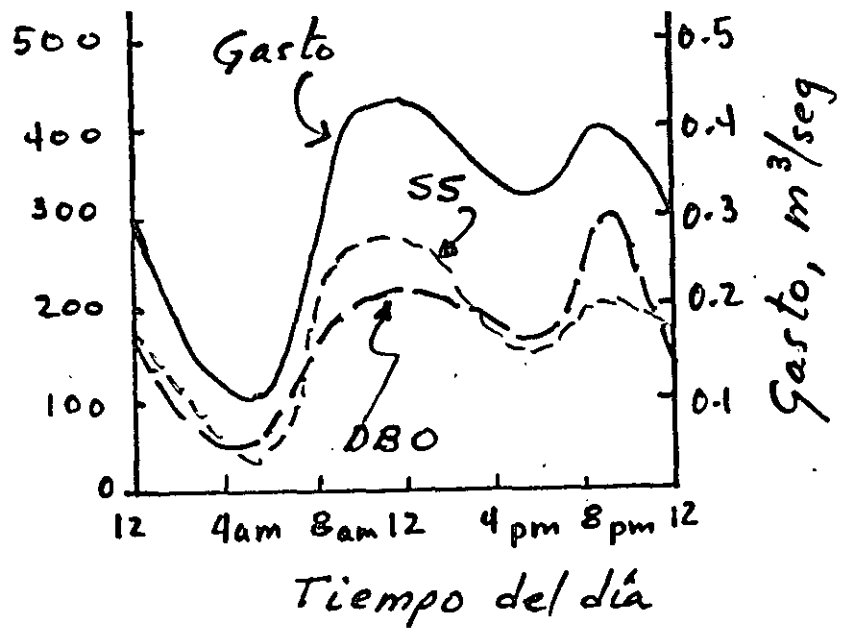
$$W = d^{2.48} \text{ (d, en pies)}$$



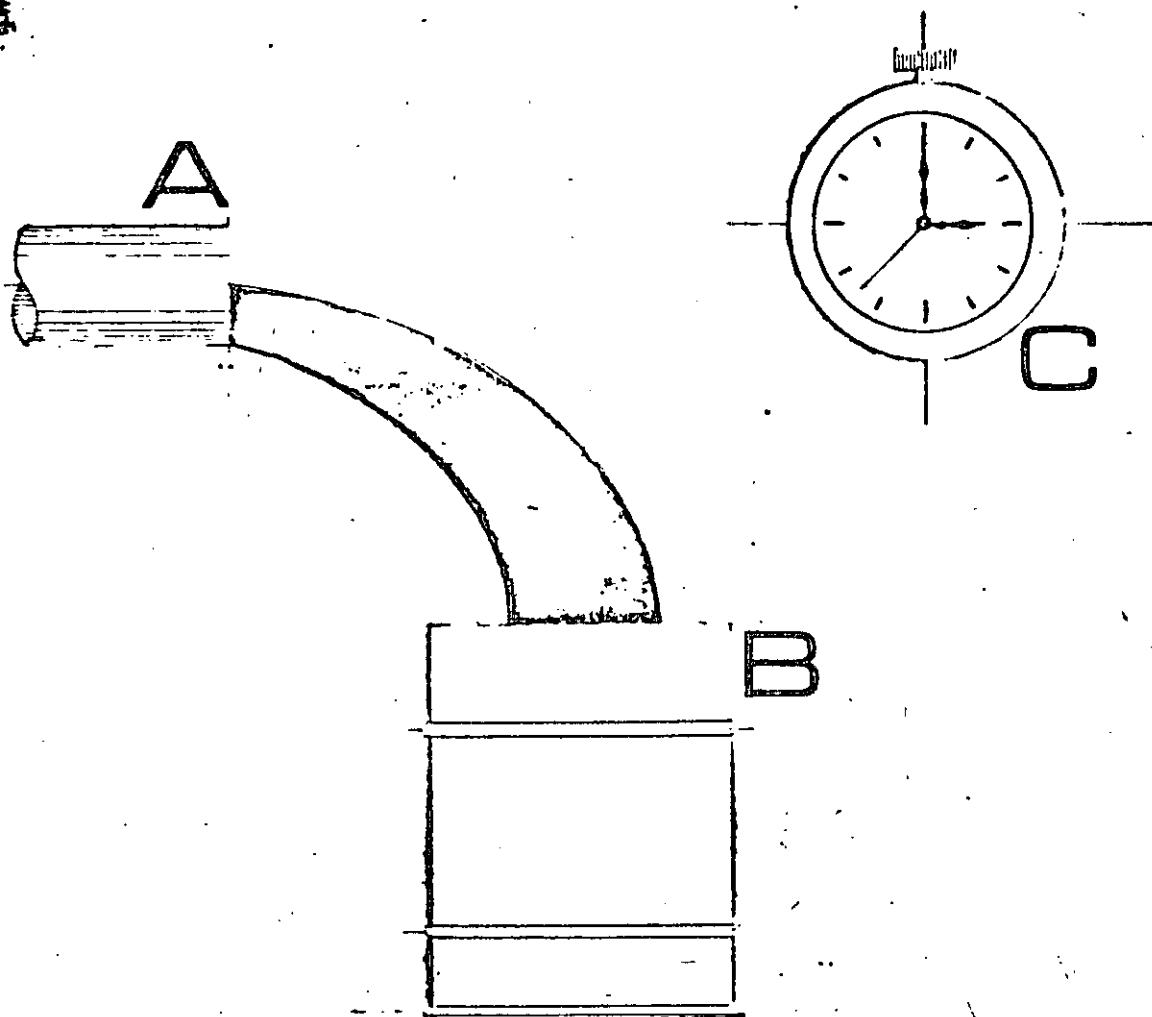
Variaciones típicas diarias y semanales en el caudal de aguas residuales domésticas

Variación típica horaria del gasto y la concn. de aguas residuales domésticas

DBO y sólidos suspendidos



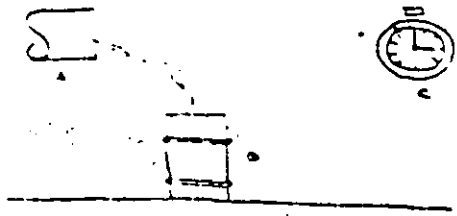
GRAFICA N° 1



A - DESCARGA DE AGUAS  
RESIDUALES

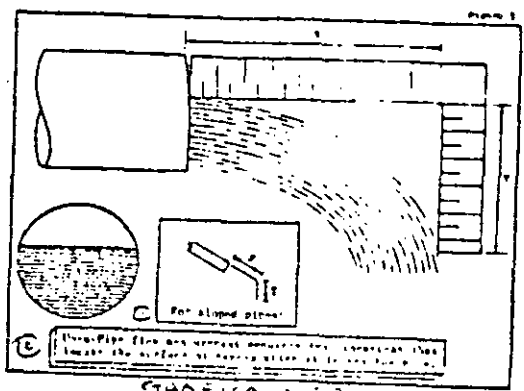
B - RECIPIENTE A FORADO

C - CRONOMETRO

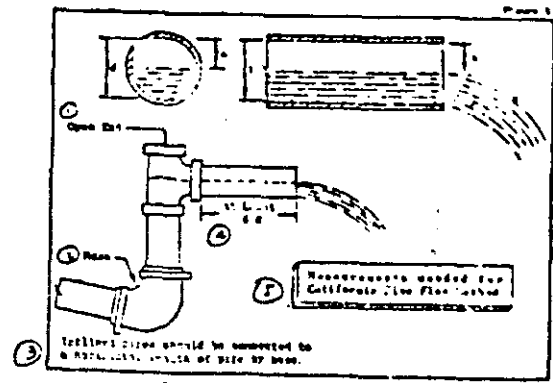


- A - OBTURAÇÃO DE BOMBAS RESIDUAIS
- B - ENFRIAMENTO E POMPAS
- C - CRENOMAS

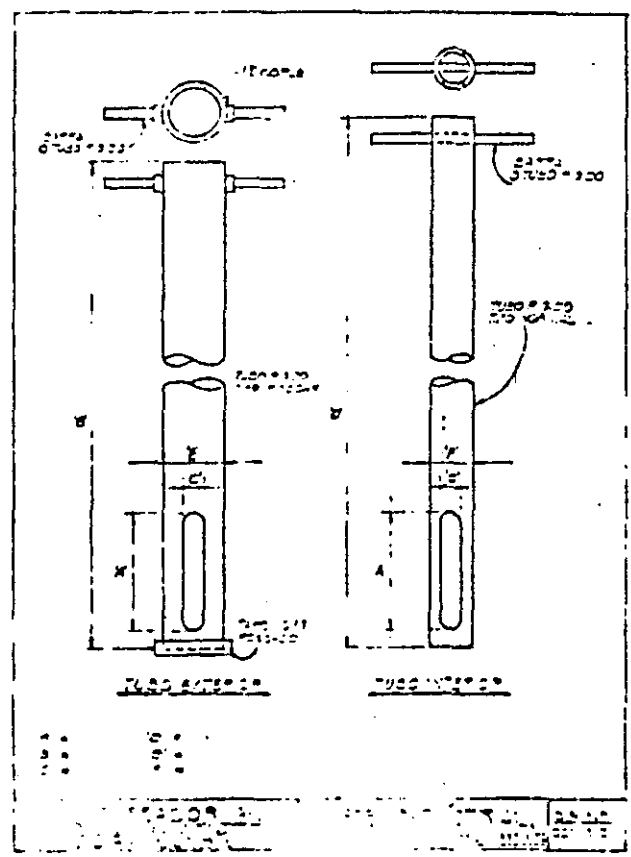
GRAFICA N° 1



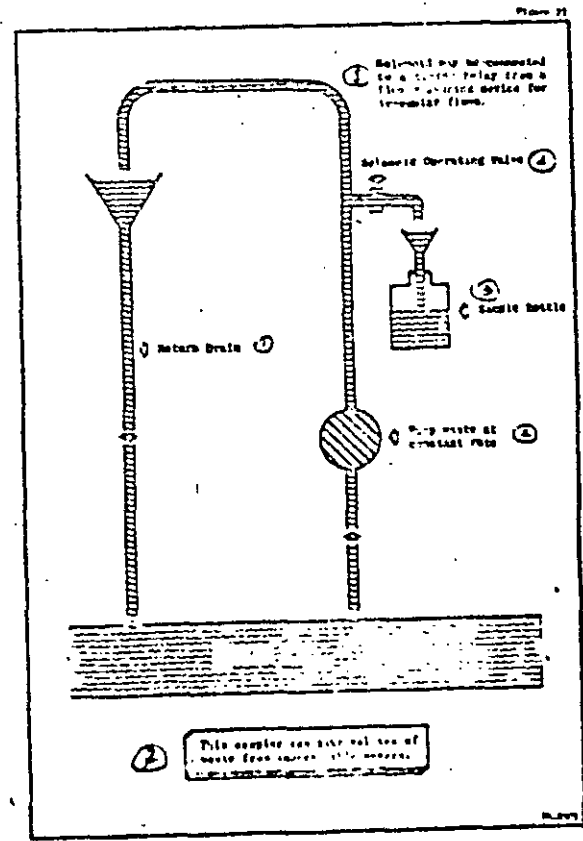
GRAFICA N° 2



GRAFICA N° 3

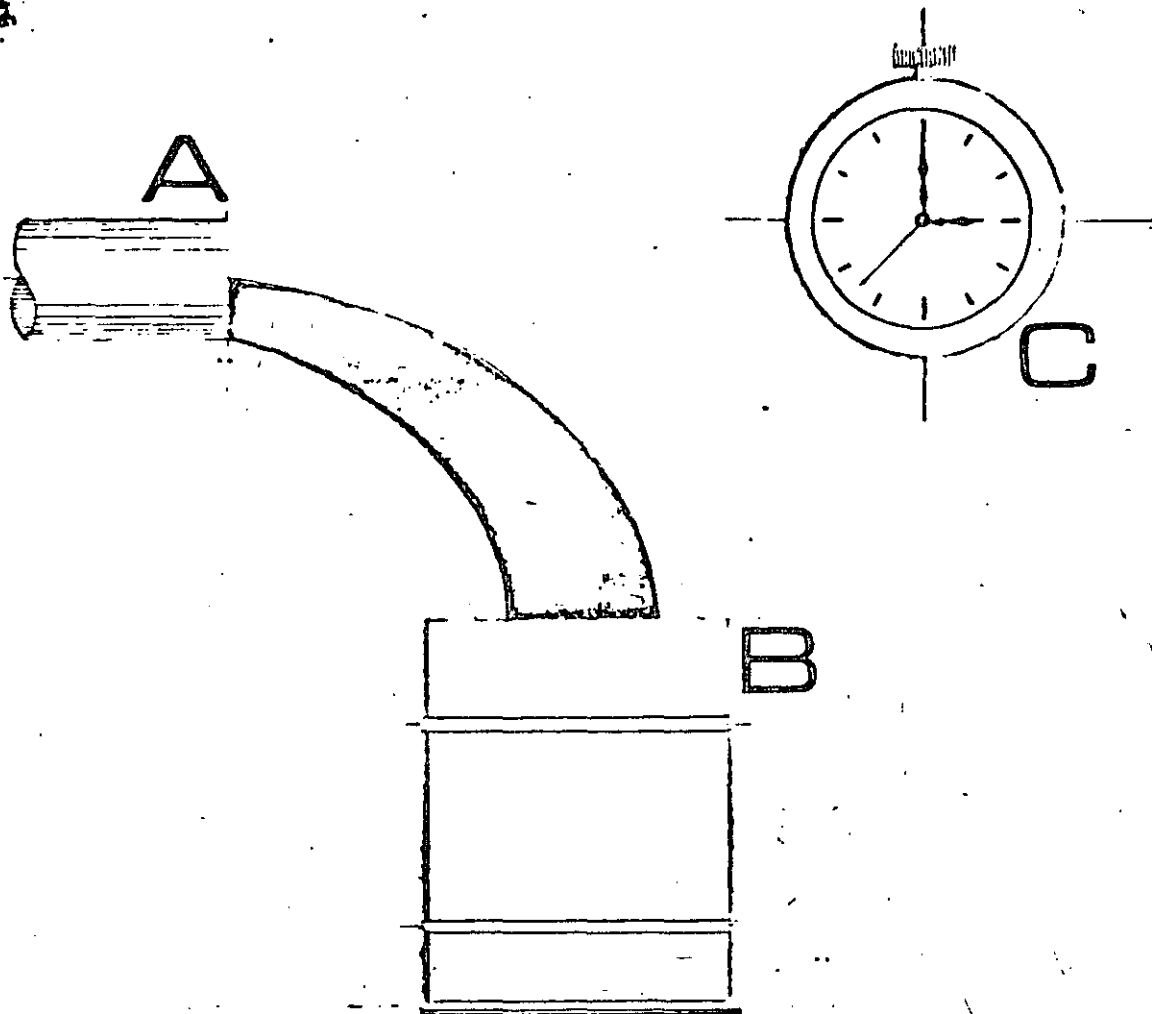


GRAFICA N° 4



GRAFICA N° 5

GRAFICA N° 1



A - DESCARGA DE AGUAS  
RESIDUALES

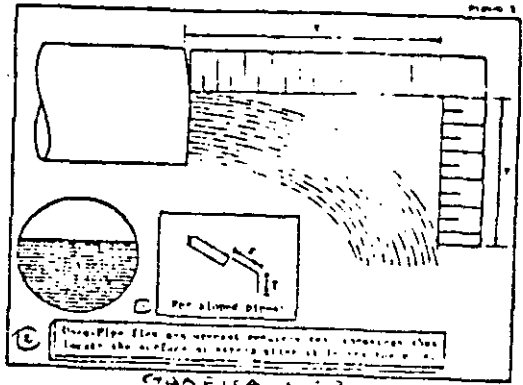
B - RECIPIENTE AFORADO

C - CRONOMETRO

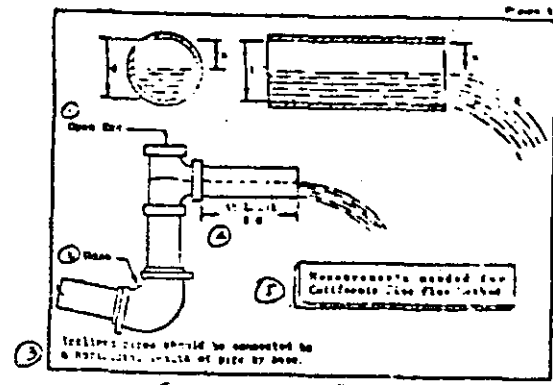


- A - DESCRIBE DE SUDAS RESIDUALES
- B - ENTRENAR ESPERADO
- C - CRONOGRAMA

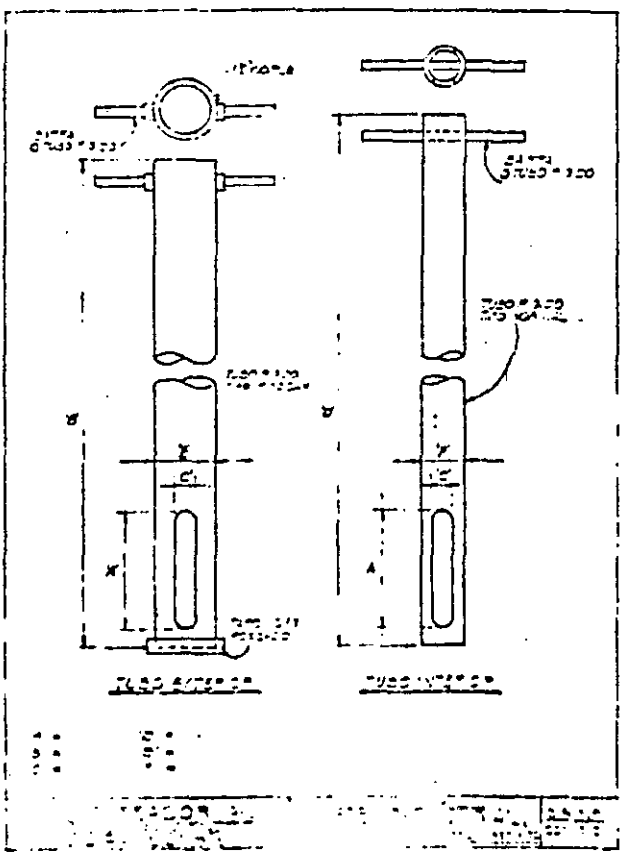
GRAFICA N°1



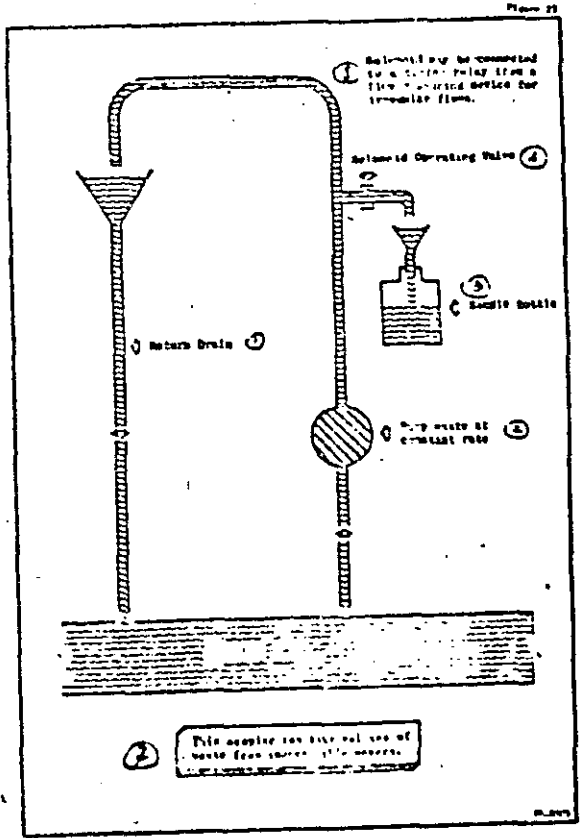
GRAFICA N°2



GRAFICA N°3



GRAFICA N°4



GRAFICA N°5



COLORANTES O RASTREADORES (Rodamina, Fluoresceína)

FLOTADORES (corcho, plástico)

VERTEDEROS

RECTANGULARES (Fórmula de Francis)

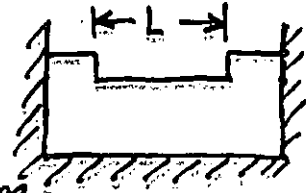
$$Q = 1.84 (L - 0.1nh) h^{3/2}$$

$$Q = \text{Gasto (l/seg)}$$

$L$  = Longitud de la cresta, m

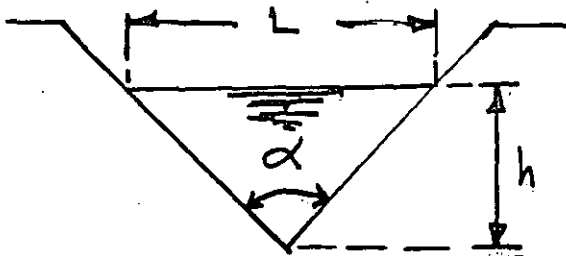
$n$  = No. de contracciones laterales (0, 1 ó 2)

$h$  = Carga sobre el vertedero, m



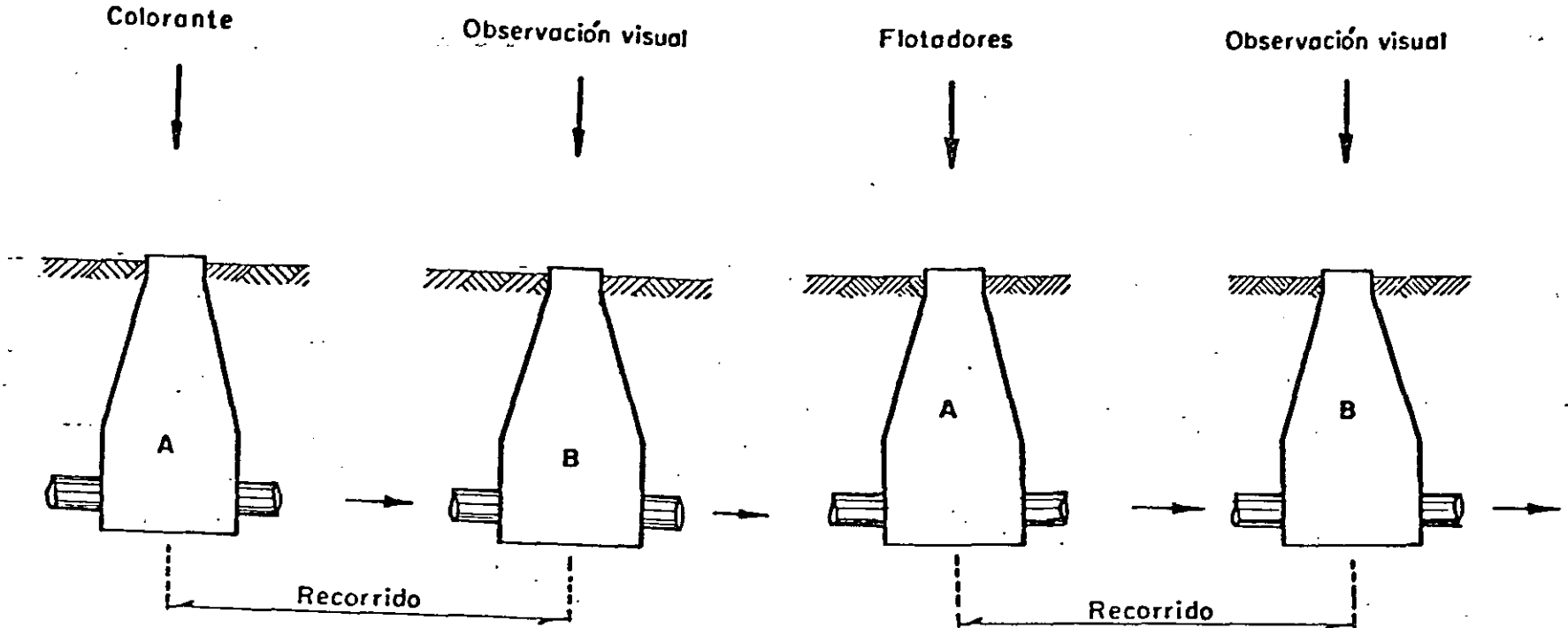
TRIANGULARES

La escotadura  $\alpha = 90^\circ$  generalmente



$$Q = 1.40 h^{5/2}$$

$$Q = \text{m}^3/\text{seg}$$

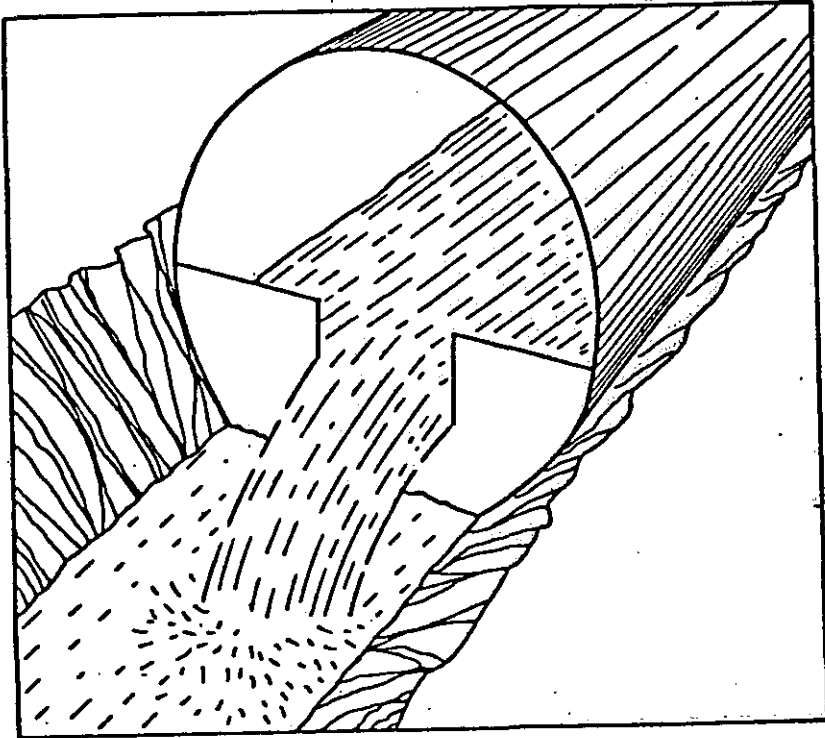


A - Pozo de visita Nº 1  
 B - Pozo de visita Nº 2

Gráfica No. 4

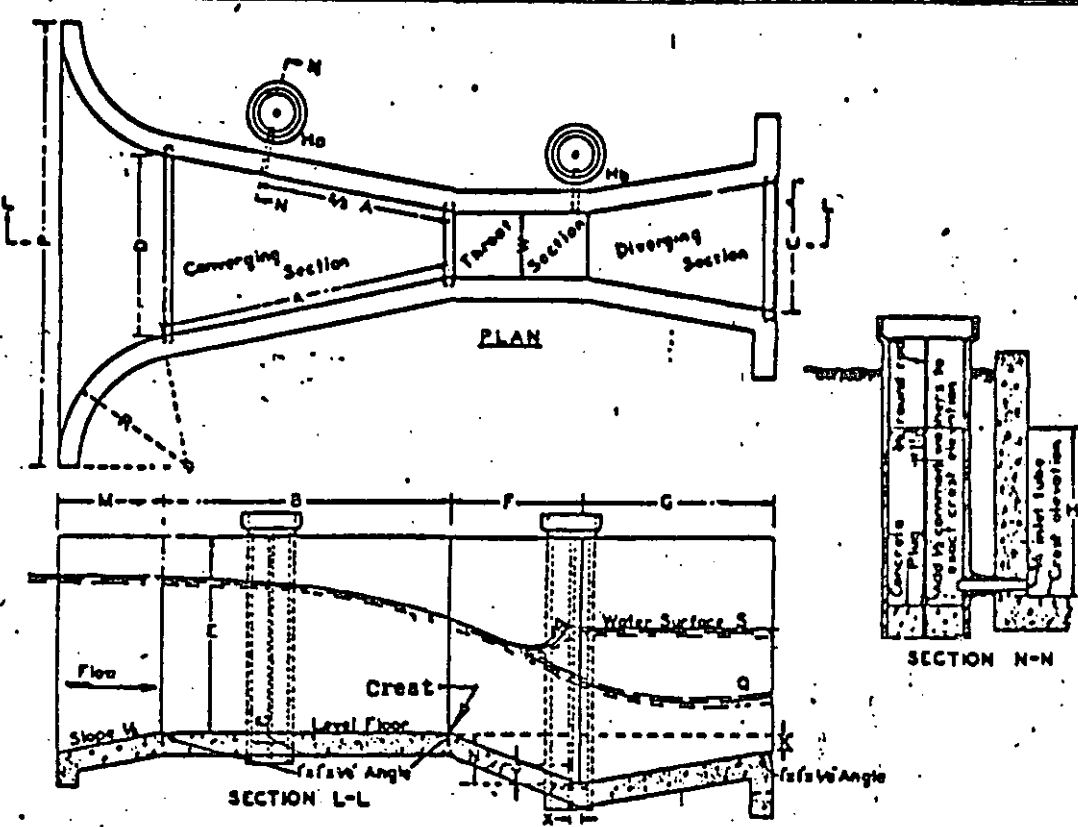
A - Pozo de visita Nº 1  
 B - Pozo de visita Nº 2

Gráfica No. 5



Los vertedores pueden instalarse en bocas de descarga de tuberías, en pozos de visitas o en canales abiertos para medir caudales de efluentes.

Gráfica No. 8



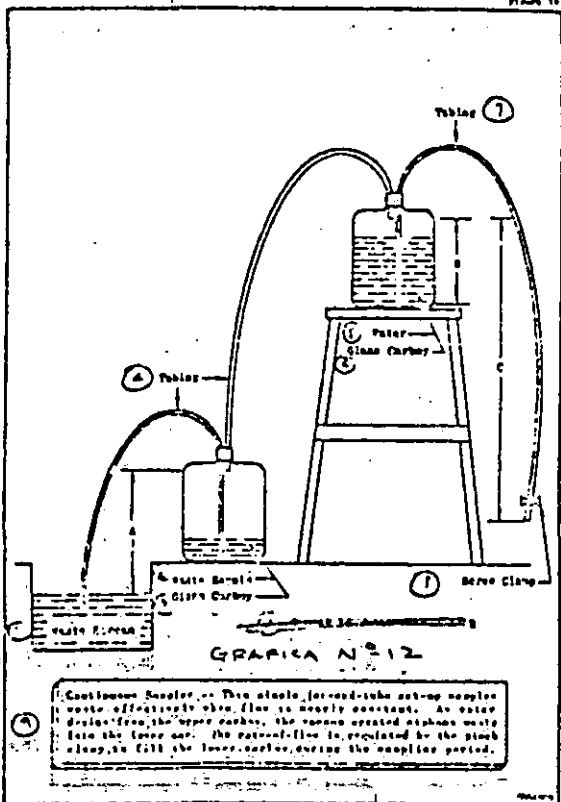
**LEGEND**

- W . Size of flume, in inches or feet.
- A Length of side wall of converging section.
- 2/3 A Distance back from end of crest to gage point.
- B Axial length of converging section.
- C Width of downstream end of flume.
- D Width of upstream end of flume.
- E Depth of flume.
- F Length of throat.
- G Length of diverging section.
- K Difference in elevation between lower end of flume and crest.
- M Length of approach floor.
- N Depth of depression in throat below crest.
- P Width between ends of curved wing walls.
- R Radius of curved wing wall.
- X Horizontal distance to Hb gage point from low point in throat.
- Y Vertical distance to Hb gage point from low point in throat.

Dimensions and capacities of the Parshall measuring flume, for various throat widths, W

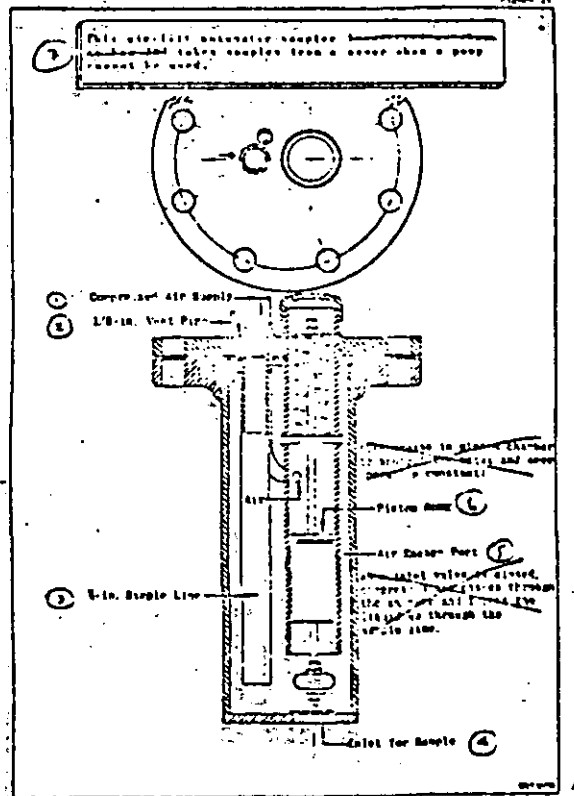
W	A	2/3 A	B	C	D	K	F	G	K	N	R	M	P	X	Y	Free-flow capacity	
																Minimum	Maximum
0 3	1 0 1/2	1 1/2	1 5/8	0 7/8	0 10 1/2	2 0	0 0	1 0	1	2 1/2	1 4	1 0	2 5/8	1	1 1/4	Sec./ft.	Sec./ft.
0 8	3 10 1/2	1 4 1/2	3 0	1 3 3/8	1 3 3/4	2 0	1 0	2 0	3	4 1/2	1 4	1 0	3 1 1/2	3	3	.03	2.9
0 9	3 10 1/2	1 11 1/2	3 10	1 3	1 10 1/2	3 0	1 0	1 6	3	4 1/2	1 4	1 0	3 4 1/2	3	3	.05	2.9
1 0	4 8	3 0	4 4 1/2	2 0	2 9 1/2	3 0	2 0	3 0	3	0	1 8	1 3	4 10 1/2	3	3	.11	12.1
1 0	4 8	3 0	4 8	3 2	4 4 1/2	3 0	2 0	3 0	3	8	1 8	1 3	8 8	3	3	.18	24.8
2 0	8 0	3 4	4 10 1/2	3 0	3 11 1/2	3 0	2 0	3 0	3	9	1 8	1 3	8 1	3	3	.42	32.1
3 0	8 0	3 8	5 8	4 0	4 1 1/2	3 0	2 0	3 0	3	9	1 8	1 3	7 3 1/2	3	3	.61	32.4
4 0	8 0	4 0	8 10 1/2	5 0	5 1 1/2	3 0	2 0	3 0	3	9	1 8	1 3	8 10 1/2	3	3	1.3	67.9
5 0	8 0	4 4	8 4 1/2	6 0	6 1 1/2	3 0	2 0	3 0	3	9	1 8	1 3	10 1 1/2	3	3	1.6	51.6
6 0	7 0	4 8	8 10 1/2	7 0	7 8 1/2	3 0	2 0	3 0	3	9	1 8	1 3	11 3 1/2	3	3	2.6	102.8
7 0	7 0	8 0	7 4 1/2	8 0	8 1 1/2	3 0	2 0	3 0	3	9	1 8	1 3	12 8	3	3	3.0	131.4
8 0	8 0	8 4	8 10 1/2	8 0	8 1 1/2	3 0	2 0	3 0	3	9	1 8	1 3	12 8 1/2	3	3	2.6	122.8

Figure 11

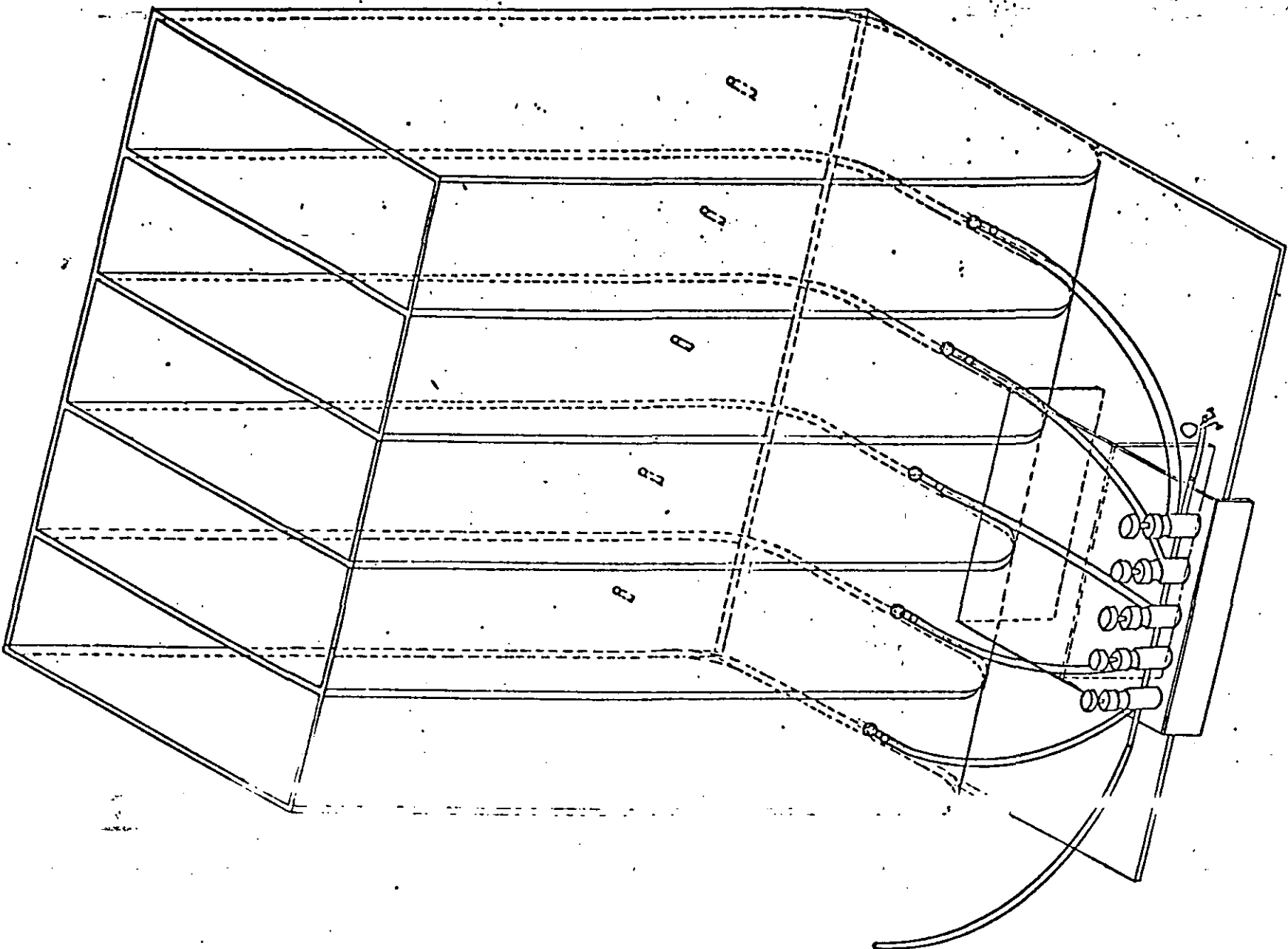


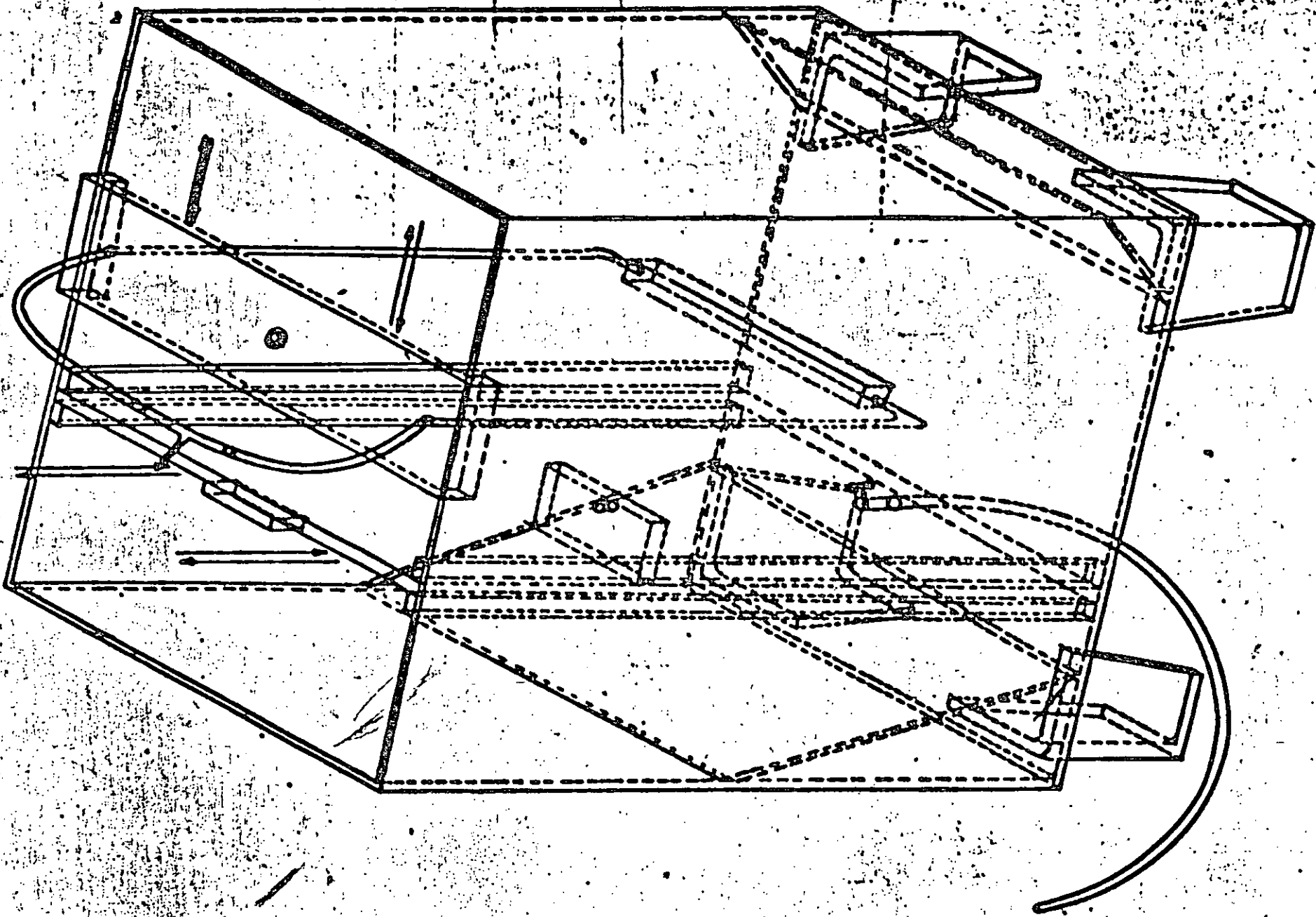
GRAPHIC N° 12

Figure 13



GRAPHIC N° 13







**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES, Y REUSOS

TANQUES DE SEDIMENTACION, TANQUES DE FLOTACION, DISEÑO

M. EN C. OCTAVIO CASTELLANOS LOPEZ

NOVIEMBRE, 1985.



CONTENIDO

1. INTRODUCCION.
2. ZONAS EN QUE SE DIVIDEN LOS TANQUES DE SEDIMENTACION.
3. TIPOS DE TANQUES DE SEDIMENTACION.
4. TANQUES DE SEDIMENTACION PRIMARIA.
5. FACTORES QUE INFLUENCIAN EL DISEÑO.
  - 5.1 Variación del Flujo
  - 5.2 Corrientes de Densidad.
  - 5.3 Carga de Sólidos.
  - 5.4 Concentración de Sólidos.
  - 5.5 Licor Sobrenadante.
  - 5.6 Tasa de Derrame o Tasas de Carga Superficial.
  - 5.7 Profundidad.
  - 5.8 Período de Retención.
  - 5.9 Tasa del Vertedor.
  - 5.10 Velocidad a través del Tanque de Sedimentación.
  - 5.11 Velocidad de Resuspensión de los Lodos del Fondo.
6. DISPOSITIVOS DE ENTRADA Y DE SALIDA EN LOS TANQUES DE SEDIMENTACION.
7. CANTIDAD Y MANEJO DEL LODO ESPERADO.
8. FLOTACION.
9. BIBLIOGRAFIA.

## TANQUES DE SEDIMENTACION PRIMARIA Y DE FLOTACION: DESCRIPCION, FUNCIONAMIENTO Y BASES DE DISEÑO.

### INTRODUCCION.

Los tanques de sedimentación se utilizan en el tratamiento de aguas y aguas residuales para reducir la cantidad de sólidos suspendidos sedimentables. La sedimentación es uno de los procesos más usados en el tratamiento de aguas y aguas residuales, segundo quizás a la cloración. La sedimentación comprende los principios y la práctica de remover sólidos de suspensiones mediante la sedimentación y, posteriormente, la concentración de la materia sedimentada. De acuerdo a su aplicación en el tratamiento de las aguas residuales, la sedimentación se lleva a cabo, normalmente, en tanques que utilizan la fuerza ejercida por la gravedad exclusivamente.

Usualmente, las unidades removedoras de arena eliminan partículas pesadas dispersas, cuyos diámetros son de 0.21 mm y mayores. A los tanques de sedimentación primaria se les asigna la tarea de remover el grueso de los sólidos sedimentables remanentes en las aguas residuales. Además, dichos sólidos son heterogéneos en naturaleza, presentándose en condiciones que cambian de dispersión total a floculación total. La mayor parte de estos sólidos finamente divididos están parcialmente floculados, pero son susceptibles de ser floculados.

La sedimentación flocuenta ocurre en el tanque de sedimentación primaria cuando la velocidad de sedimentación de la partícula se incrementa a medida que sedimenta a través de la profundidad del tanque, debido a

la coalescencia con otras partículas. Esto incrementa la tasa de sedimentación, produciendo una trayectoria de sedimentación curvilínea. Por lo tanto, siempre que la floculación ocurra la tasa de derrame y el tiempo de retención llegan a ser significantes.

## 2. ZONAS EN QUE SE DIVIDEN LOS TANQUES DE SEDIMENTACION.

Los tanques de sedimentación se han dividido, tradicionalmente, en cuatro zonas para su análisis, cada una con sus características propias.

- Zona de entrada. - Proporciona una transición suave del gasto influente, de tal forma, que se obtenga el flujo estable deseado en la zona de sedimentación.
- Zona de salida. - Facilita una transición suave de la zona de sedimentación al flujo efluente.
- Zona de lodos. - Recibe el material sedimentado y previene su interferencia con la sedimentación de las partículas en la zona de sedimentación.
- Zona de sedimentación. - Proporciona el volumen de tanque requerido para la sedimentación, sin interferir con la operación de las otras zonas.

El funcionamiento de estas zonas son ideales en naturaleza. En algunos tanques pobremente diseñados, las zonas de entrada y salida toman demasiado volumen, coincidiendo parcialmente con la zona de sedimentación. Por lo cual, la zona efectiva de sedimentación es mucho más pequeña que la pretendida en el diseño.

## TIPOS DE TANQUES DE SEDIMENTACION.

La efectividad de un tanque de sedimentación depende de las características de sedimentabilidad de los sólidos suspendidos que se van a remover y de las características hidráulicas del tanque de sedimentación.

Estas últimas dependerán de la geometría y del flujo a través del tanque.

Los tanques de sedimentación se diseñan para operar continuamente.

Usualmente, son tanques de flujo horizontal que pueden ser rectangulares o circulares en planta. Los tanques circulares de flujo horizontal pueden, a su vez, ser alimentados centralmente con flujo radial, periféricamente con flujo radial y/o espiral; en embargo, en la práctica el primero es el de mayor uso. Estos están equipados con tolvas para la recolección del lodo. La mayoría de los tanques de sedimentación cuentan con dispositivos mecánicos para la recolección del lodo. Los pisos del fondo de dichos tanques son sustancialmente planos y cuentan con tolvas de lodos de paredes con grados de inclinación relativamente altos. Así, cuando el lodo sedimenta en el fondo del tanque, se mueve con el auxilio de rastras mecánicas hasta las tolvas para su subsecuente remoción.

El modelo de flujo ideal no se duplica exactamente en los tanques de sedimentación circulares y rectangulares. En los tanques rectangulares, las líneas de flujo no son paralelas en toda la longitud del tanque. Por el contrario, divergen en la zona de entrada y convergen en la zona de salida. También, en la práctica, la velocidad de flujo no es constante a través de la sección del tanque, debiéndose su variabilidad a las corrientes de velocidad y de densidad, así como a la fuerza de fricción en las

paredes y el fondo del tanque.

En los tanques circulares alimentados centralmente, el líquido no fluye desde un punto infinitesimal sino desde un pozo de distribución que cubre una área finita. El flujo no es perfectamente radial, puesto que tiene componentes de velocidad verticales, hacia abajo en el pozo de distribución y hacia arriba, cambiando cerca del vertedor periférico. La dinámica de este modelo de flujo indica que el flujo total en el tanque es radial, de movimiento ondulante, hacia afuera y hacia arriba cerca del fondo del tanque y hacia adentro y hacia abajo cerca de la superficie del líquido.

Intensos trabajos de laboratorio han indicado que es muy difícil reproducir las curvas de cortos circuitos en tanques circulares de flujo radial y en tanques cuadrados. El modelo en tales tanques es verdaderamente inestable y son fácilmente afectados por las corrientes de convección y de densidad. Por otro lado, las curvas de cortos circuitos características para tanques rectangulares rectos y angostos pueden ser reproducidas fielmente. El modelo de flujo en estos tanques es verdaderamente estable.

Si se desea minimizar los efectos de los cortos circuitos en un tanque de sedimentación, el tanque debe cubrirse para evitar los efectos del sol y el viento. Las corrientes de convección vertical pueden ser inducidas por la acción del sol, mientras que las corrientes superficiales horizontales, de considerable magnitud, pueden ser inducidas por el viento.

Tanques rectangulares múltiples requieren menos área que tanques circulares múltiples, consecuentemente, dichos tanques rectangulares se usan cuando existen limitaciones en la disponibilidad de la tierra. Además, los tanques rectangulares se prestan a acoplarse con los tanques de preaeración y de aeración en las plantas de tratamiento de lodos activados. También, se usan generalmente cuando se requiere que los tanques de sedimentación estén cubiertos. En la tabla 1 se presentan datos típicos de dimensionamiento para tanques de sedimentación circular y rectangular, utilizados en el tratamiento primario. Ver figuras 1 y 2.

#### TANQUES DE SEDIMENTACION PRIMARIA.

Los tanques de sedimentación primaria pueden utilizarse para proporcionar el tratamiento principal a las aguas residuales o pueden usarse como un paso preliminar en el tratamiento global de dichas aguas.

Cuando se usan como la única forma de tratamiento, estos tanques proveen la eliminación de los sólidos sedimentables capaces de formar depósitos de lodo en las corrientes receptoras y la mayor parte de los sólidos flotantes. Cuando se usa como un paso preliminar en el tratamiento biológico, su función es reducir la carga sobre las unidades de tratamiento biológico. Normalmente, con períodos de retención de 60 a 120 min, los tanques de sedimentación primaria remueven de 50 a 70% de los sólidos suspendidos del influente y de 25 a 40% de la DBO<sub>5</sub>.

Los tanques de sedimentación se usan, también, como tanques de "tormentas". Estos se diseñan para proporcionar un período de retención moderado (de 10 a 30 min) para los excesos de flujo de los sistemas de alcantarillado combinado o separado. El propósito es remover una

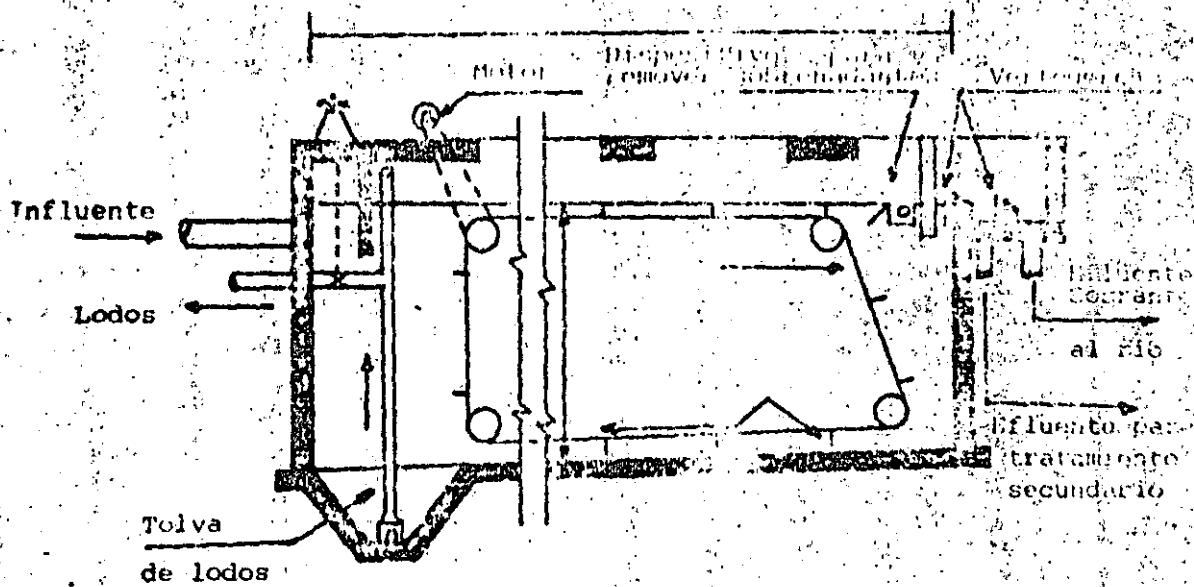


Figura 1. Tanque de Sedimentación Primario Rectangular

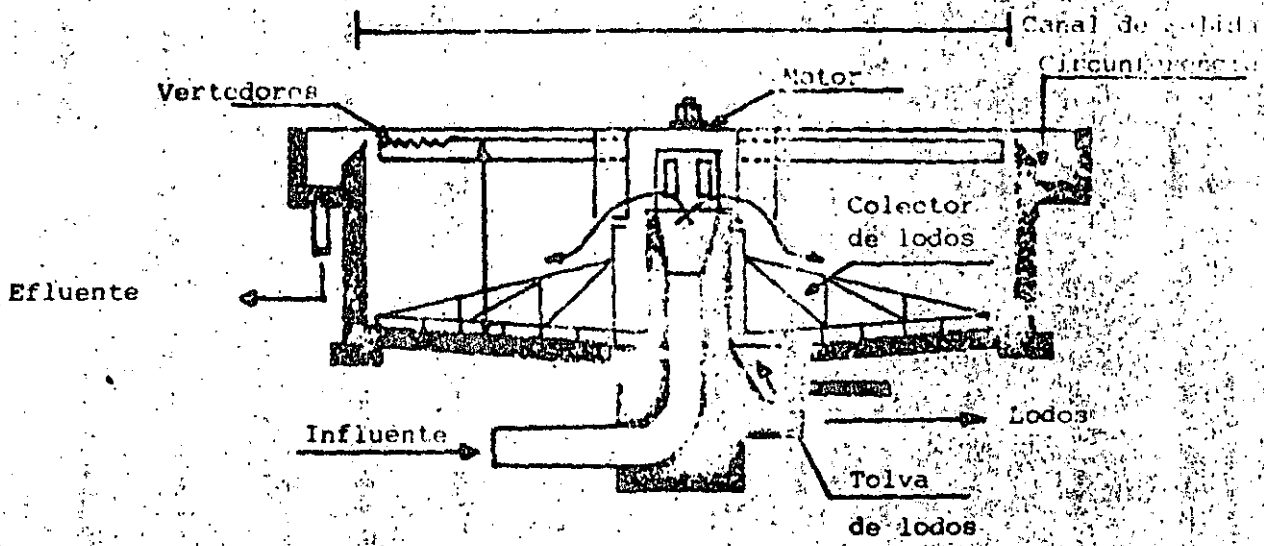


Figura 2. Tanque de Sedimentación Primario Circular

DATOS TÍPICOS DE DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES DE SEDIMENTACION  
 PRIMARIA CIRCULARES Y RECTANGULARES.

TIPO DE TANQUE	VALOR	
	AMBITO	TÍPICO
<b>RECTANGULAR:</b>		
Profundidad, m	3.0 - 5.0	3.6
Longitud, m	15 - 90	25 - 40
Anchura, m	3 - 24	6 - 10
Velocidad del Desnatador, m/min	0.6 - 1.2	1.0
<b>CIRCULAR</b>		
Profundidad, m	3.0 - 5.0	4.5
Diámetro, m	3.6 - 60.0	12 - 45
Pendiente del Fondo, mm/m	60 - 160	80
Velocidad del Desnatador, $\sqrt{m/min}$	0.02 - 0.05	0.03



porción sustancial de los sólidos orgánicos, que de otra forma se descargarían directamente a los cuerpos receptores, pudiéndose formar bancos de lodo ofensivo. Tales tanques, además, se usan para proporcionar períodos de retención suficientes para suministrar una cloración efectiva.

Usualmente, los tanques de sedimentación primaria se diseñan para proveer de 90 a 150 min de detención basados en el caudal promedio de las aguas residuales. Tanques que proporcionan períodos de retención menores ( de 30 a 60 min ), con una remoción de sólidos suspendidos menor, se usan frecuentemente en el tratamiento preliminar antes de las unidades de tratamiento biológico.

## 5. FACTORES QUE INFLUENCIAN EL DISEÑO.

Existe un cierto número de factores que afectan el funcionamiento de los tanques de sedimentación, consecuentemente, el diseño se influye por la extensión a la cual cualquiera de estos factores, probablemente, tiene una influencia directa sobre los resultados.

### 5.1 Variación del Flujo.

En el diseño se le tiene que dar atención cuidadosa a la selección del flujo máximo. Este puede variar de tres veces el flujo promedio, en plantas pequeñas, a 1.5 veces el flujo promedio, en plantas grandes.

### 5.2 Corrientes de Densidad.

Una corriente de densidad es un flujo por gravedad producido en un fluido por otro fluido de ligeramente mayor o menor densidad.

dad que se hunde, respectivamente, a niveles menores o mayores. Esto sucede cuando el licor mezclado del influente se hunde hasta encontrar una densidad semejante y fluye a lo largo del tanque hasta que es forzado hacia arriba por alguna obstrucción.

Usualmente, esto sucede al otro extremo del tanque, induciendo como consecuencia una contracorriente en los niveles superiores. Esto es, en sentido opuesto, o sea hacia el influente.

La velocidad debida a la corriente de densidad parece ser afectada por las proporciones del tanque y la velocidad del influente.

Las corrientes de densidad son más severas en los tanques profundos y menos severas en los tanques poco profundos con altas velocidades horizontales. La localización de los vertedores del efluente con respecto al volcamiento hacia arriba de las corrientes de densidad tiene influencia en el diseño de los vertedores de derrame.

### 5.3. Carga de Sólidos.

La carga de sólidos suspendidos varía, aproximadamente, de 1.7 a 3.4 Kg/m<sup>2</sup> x día. Dentro de este ámbito, el factor controlante es la tasa de derrame.

### 5.4. Concentración de sólidos.

La concentración máxima de lodo dentro del tanque de sedimentación, evitando las condiciones sépticas, es el objetivo de muchos operadores de plantas. En los tanques de sedimentación primaria, el deseo de retener el lodo para obtener una mayor concentración

se equilibra contra el deterioro en la eficiencia de la sedimentación.

### 5.5 Licor Sobrenadante

El sobrenadante de los tanques de digestión de lodos impone una carga adicional sobre los tanques de sedimentación y sobre el proceso total. Práctica común es agregar el sobrenadante directamente al proceso secundario a tasas bajas controladas, donde no ejerce efectos perjudiciales. La adición del filtrado procedente de los filtros al vacío y del sobrenadante procedente del proceso de elutriación a los tanques de sedimentación, aparentemente, no presenta problemas serios debido a que la proporción del flujo procedente de estos procesos al flujo total es muy bajo usualmente.

### 5.6 Tasas de Carga Superficial.

Actualmente, los tanques de sedimentación se diseñan en base a la tasa de carga superficial para el flujo promedio. La selección de la tasa de carga superficial que se usará en el diseño es cuestión de análisis y experiencia. Los estándares de los diez estados incluyen las siguientes recomendaciones:

- Tanques de sedimentación primaria: Los tanques de sedimentación primaria sin tratamiento secundario no deben exceder tasas de carga superficial de  $24.45 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ día}$ , para gastos de diseño de  $3.78 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{día}$  o menores. Tasas mayores pueden permitirse en plantas más grandes.
- Tanques de sedimentación intermedios: Estos tanques no

deben exceder tasas de  $40.75 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{día}$ , basados en el flujo del diseño.

Tanques de sedimentación final. Las tasas de carga superficial, basados en el flujo de diseño, no deben exceder las siguientes recomendaciones:

TIPO DE TRATAMIENTO	TASA DE DERRAME ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ )
Lodos activados. (arriba de $7.57 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{día}$ )	40.75
Lodos activados. (abajo de $7.57 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{día}$ )	32.60

El efecto de la tasa de carga superficial y el tiempo de retención en la remoción de los sólidos suspendidos varía ampliamente, dependiendo de: las características del agua residual, la proporción de sólidos sedimentables, la concentración de sólidos y otros factores. Debe enfatizarse que las tasas de derrame deben ser fijadas lo bastante bajas para asegurar un buen funcionamiento a tasas de flujo pico.

#### 5.7 Profundidad.

Debido a que el funcionamiento de los tanques de sedimentación depende de la floculación de los sólidos suspendidos y el grado de floculación depende del tiempo de retención, el funcionamiento del tanque con respecto a la remoción de partículas floculentas dependerá de su profundidad. Por economía, es deseable, obviamente, diseñar para la profundidad mínima practicable. En el di

seño, la profundidad mínima practicable se determina de acuerdo a los requerimientos de espacio necesarios para el equipo de remoción de lodos o a la necesidad de evitar la resuspensión de los lodos depositados en el fondo del tanque.

#### 5.8 Período de Retención.

El período de retención no se menciona en los estándares de los diez estados, para tanques de sedimentación con limpieza mecánica. Sin embargo, una profundidad mínima del agua de 2.1 m se recomienda para todo tipo de aplicaciones, excepto para lodos activados. En este último caso, una profundidad mínima de 2.4 m se recomienda. La tasa de derrame combinada con la profundidad provee, obviamente, de un cierto tiempo de retención, en horas, para profundidades dadas. En la tabla 2 se presentan valores de tiempos de retención para diversas tasas de cargas superficiales y profundidades.

Usualmente, se diseña para satisfacer las necesidades para algún tiempo en el futuro, consecuentemente, el período de retención real durante los primeros años de operación será mayor.

#### 5.9 Tasa del Vertedor.

El gasto de derrame por unidad de longitud de vertedor, en la sedimentación de precipitados floculentos tales como los lodos activados, parece influenciar el funcionamiento de acuerdo con las pruebas de campo. La interpretación de los resultados de dicha prueba de remoción de sólidos suspendidos, en tanques

TABLA 2.

14

TIEMPOS DE RETENCION PARA VARIAS TASAS DE CARGA SUPERFICIAL  
Y PROFUNDIDADES DE TANQUES DE SEDIMENTACION.

Carga Superficial $m^3/m^2$ . día	Tiempo de Retención, h.			
	Profundidad, m.			
	3.0	3.5	4.0	5.0
24	3.0	3.5	4.0	5.0
32	2.3	2.6	3.0	3.8
48	1.5	1.8	2.0	2.5
60	1.2	1.4	1.6	2.0
80	0.9	1.1	1.2	1.5
100	0.7	0.8	1.0	1.2
120	0.6	0.7	0.8	1.0

circulares, en el proceso de lodos activados, dice: "para efluentes de vertedores localizados lejos del volcamiento hacia arriba de la corriente de densidad, la tasa del vertedor no debe exceder de  $248.4 m^3/día$  por m de longitud de vertedor. Para vertedores localizados dentro de la zona del volcamiento hacia arriba de la corriente de densidad, la tasa no debe exceder  $186.3 m^3/día$  por m de longitud de vertedor."

En tanques de sedimentación primaria, no existen evidencias de que la tasa del vertedor tenga algún efecto significativo en la remoción. Fundamentalmente, factores tales como la tasa de derrame tienen mayor efecto. Más importante es la localización del ver

tedor y el diseño de los tanques. Cargas típicas se presentan en la tabla 3, así como información adicional de diseño.

Los estándares de los diez estados hacen la siguiente afirmación acerca de los vertedores: "en los tanques circulares, el vertedor debe ser equivalente en longitud a la periferia del tanque". Las cargas del vertedor no deben exceder los  $124.2 \text{ m}^3/\text{día}$  por m de longitud de vertedor, para plantas diseñadas para flujos promedio de  $3.78 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{día}$  o menores. Consideraciones especiales deben darse a las tasas del vertedor, para plantas diseñadas para gastos mayores de  $3.78 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{día}$ . Sin embargo, dichas cargas no deben excederse de  $186.3 \text{ m}^3/\text{día}$  por m de longitud de vertedor.

#### 5.10 Velocidad a través del tanque de sedimentación.

La velocidad del flujo a través del tanque de sedimentación no será uniforme a través de la sección perpendicular al flujo aunque las entradas y las salidas se diseñen para proporcionar una distribución uniforme. La velocidad no será estable debido a las corrientes de densidad, a las corrientes formadas por los "eddy's" y a la operación del mecanismo removedor del lodo. Con el objeto de minimizar estas perturbaciones, la velocidad a través del tanque de sedimentación debe conservarse entre 15.2 y 91.5 cm/min. No obstante, existen evidencias de que ámbitos de velocidades tan altas como 3.7 - 5.5 m/min pueden usarse en tanques adecuadamente proporcionados sin causar la resuspensión de los lodos del fondo.

TABLA 3. <sup>16</sup>

INFORMACION TIPICA ADICIONAL DE DISEÑO PARA TANQUES DE  
SEDIMENTACION PRIMARIA

ITEM	VALOR		
	AMBITO		TIPICO
<b>Sedimentación primaria seguida de tratamiento secundario</b>			
Tiempo de retención, h	1.5 a	2.5	2.0
<sup>1</sup> Tasa de carga superficial, m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	32 a	48	
<sup>2</sup> Tasa de carga superficial, m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	80 a	120	100
Tasa del vertedor, m <sup>3</sup> /m.día	125 a	500	250
<b>Sedimentación primaria con retorno de lodo activado residual.</b>			
Tiempo de retención, h	1.5 a	2.5	2.0
<sup>1</sup> Tasa de carga superficial, m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	24 a	32	
<sup>2</sup> Tasa de carga superficial, m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	48 a	70	60
Tasa del vertedor, m <sup>3</sup> /m. día	125 a	500	250

<sup>1</sup> Flujo promedio.

<sup>2</sup> Flujo máximo.

5.11 Velocidad de resuspensión de los lodos del fondo.

La velocidad de resuspensión es importante en la operación de los tanques de sedimentación. Las fuerzas que actúan sobre las partículas sedimentadas son causadas por la fricción del agua que fluye sobre las partículas. Aquí, las velocidades horizontales deben mantenerse lo suficientemente bajas para que las par-



tículas ya sedimentadas no se resuspendan. La velocidad crítica está dada por la Ec. 1, la cual fué desarrollada por Camp, utilizando los resultados de los estudios de Shields.

$$V_H^* = \left[ \frac{8K (S - 1)gd}{f} \right]^{1/2} \quad (1)$$

donde

$V_H$  = Velocidad horizontal que empezará a producir resuspensión.

$S$  = Gravedad específica de las partículas.

$d$  = Diámetro de la partícula.

$K$  = Constante que depende del tipo de material que esta siendo resuspendido.

\* = Se puede utilizar cualquier sistema de unidades, siempre y cuando exista consistencia.

Valores típicos de  $K$  son 0.04 para arena unigranular y 0.06 o mayor para materia más viscosa. El término  $f$  es el factor de fricción de Darcy - Weisbach, el cual depende de las características de la superficie sobre la cual se lleva a cabo el flujo y del número de Reynolds. Valores típicos de  $f$  varían de 0.02 a 0.03

## 6. DISPOSITIVOS DE ENTRADA Y DE SALIDA EN LOS TANQUES DE SEDIMENTACION.

El dispositivo de entrada a un tanque sedimentador se diseña para distribuir uniformemente el agua entre tanques, si es que hubiera más de uno, y para distribuir uniformemente el agua a través de la sección transver-

sal del tanque. La entrada es más efectiva que la salida para controlar las corrientes de densidad e inerciales. Así mismo, la entrada afecta más el funcionamiento del tanque que la salida. La mejor entrada es aquella que permite el agua entrar al tanque de sedimentación sin utilizar tuberías o canales. La pérdida de carga en los orificios de entrada o en las mamparas debe ser relativamente grande en comparación con la energía cinética del agua que pasa a través de dichos dispositivos. Debido a que los sólidos floculentos estarán frecuentemente presentes, las velocidades en los canales de entrada deberán mantenerse lo suficientemente bajas, usualmente entre 15,2 y 61.0 cm/seg, para prevenir el rompimiento de los flóculos. Simplemente, velocidades bajas se requieren a través de los orificios de entrada para reducir el peligro de las corrientes inerciales que pudieran interferir con la sedimentación. Se ha encontrado que cambios relativamente menores en los dispositivos de entrada pueden alterar completamente el funcionamiento hidráulico de un tanque de sedimentación. El principal propósito de la entrada es proporcionar una transición suave de las relativamente altas velocidades del agua en la tubería del influente a las bajas y uniformes distribuciones de velocidades deseadas en la zona de sedimentación, en tal forma, que la interferencia con el proceso de sedimentación sea mínima. El objetivo de la salida es el mismo, excepto que la transición es de la zona de sedimentación a la tubería del efluente.

El nivel del agua en el tanque de sedimentación se controla a la salida usualmente. Este control puede efectuarse por diferentes medios además

del vertedor de salida, por ejemplo, una unidad posterior. Los dispositivos de salida pueden ser orificios o vertedores sumergidos, ejerciendo su control en alguna otra parte, quizás manualmente. Es deseable promover deliberadamente fluctuaciones del nivel del agua en el tanque de sedimentación para hacer uso de su capacidad de almacenamiento de lodos o para romper posibles formaciones de capas de hielo en su superficie.

Los dispositivos de salida son frecuentemente vertedores del tipo V-NOTCH, los cuales cuentan frecuentemente con medios para ajustarlos verticalmente para auxiliar al control de la tasa de derrame. En el diseño, se debe proporcionar un bordo libre razonable, de tal forma, que el nivel del agua permanezca a una distancia razonable debajo de la parte más alta del tanque de sedimentación. Se recomienda el empleo de mamparas, únicamente, en los dispositivos de entrada y salida y como medida correctiva en tanques pobremente diseñados. Sin embargo, cualquier uso de mamparas debe darsele consideraciones cuidadosas.

#### 7. CANTIDAD Y MANEJO DEL LODO ESPERADO.

El volumen del lodo producido dependerá de: 1) las características del agua residual cruda, incluyendo carga orgánica y fresca, 2) el tiempo de sedimentación y el grado de tratamiento esperado, de acuerdo con el diseño, 3) las condiciones de los lodos sedimentados, incluyendo: la gravedad específica, el contenido de humedad y los cambios en volumen esperados bajo la influencia de la profundidad del tanque o del mecanismo de remoción de lodos, 4) el período entre las operaciones de remoción del lodo.

Normalmente, el fondo de un tanque tiene pendientes suaves hacia la tolva de lodos (no mayor al 1%), donde el lodo se recolecta. Usualmente, el lodo se mueve hidráulicamente hacia la tolva. El movimiento de las rastras debe ser verdaderamente lenta, de tal forma, que no se interfiera con el proceso de sedimentación o que no se resuspendan los sólidos sedimentados. La velocidad de las rastras debe ser menor a 30.5 cm/min. Por esta razón, algunas rastras en tanques circulares utilizan tuberías para succión al vacío, en lugar de los dispositivos convencionales de las rastras, para remover sólidos relativamente ligeros. Sin embargo, el espesamiento es acelerado por el empleo de superficies inclinadas y por la acción mecánica o las vibraciones. En la tabla 4, se presentan datos acerca de la gravedad específica y la concentración del lodo procedente de los tanques de sedimentación primaria.

## 8. FLOTACION.

La flotación es una operación unitaria que puede usarse en lugar de la sedimentación primaria para la remoción de sólidos suspendidos y flotantes. La flotación de aguas residuales no tratadas, sedimentadas y excesos de agua de lluvia han recibido considerable atención últimamente. El proceso tiene la ventaja de altas tasas de carga superficial y de altas remociones de grasas y de material flotante. Para estas aplicaciones, las proporciones de diseño de aire a sólidos no han sido bien definidas. De la experiencia práctica, se tiene que cantidades de aire de 2 a 3 % en volumen del flujo de aguas residuales producirán resultados satisfactorios.

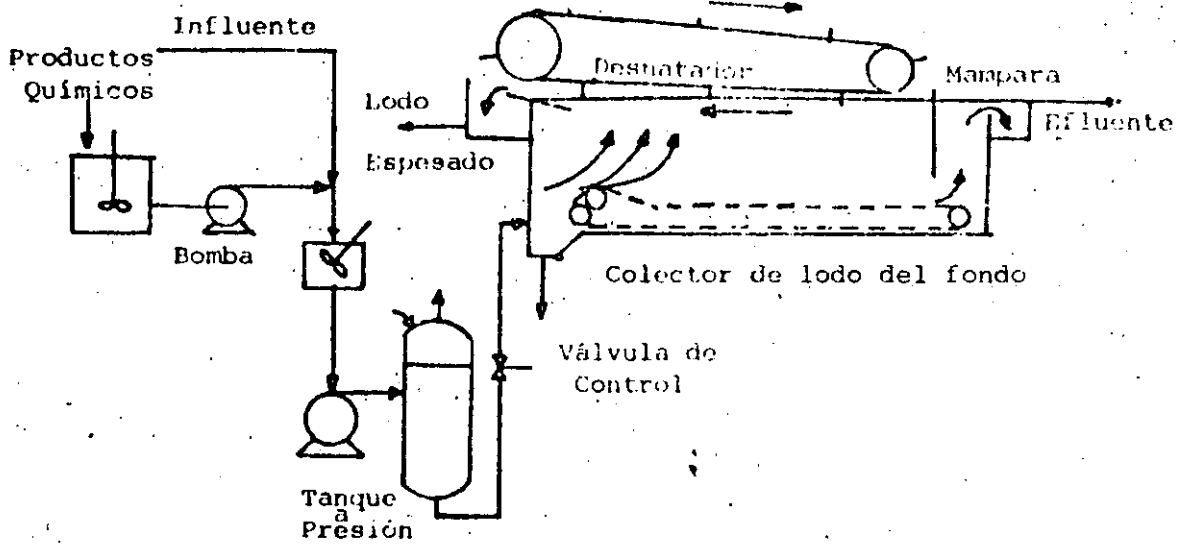
DATOS TÍPICOS DE GRAVEDADES ESPECÍFICAS Y DE CONCENTRACIONES DE LOS LODOS PROCEDENTES DE LOS TANQUES DE SEDIMENTACIÓN PRIMARIA.

Tipo de lodo	Gravedad Específica	*Concentración de sólidos, %	
		Ambito	Típico
Primario solamente:			
** Sanitario	1.03	4 - 12	6
Combinado	1.05	4 - 12	6.5
Primario y lodo activado	1.03	3 - 10	4
Residual.			
Primario y humus de filtros biológicos.	1.03	4 - 10	5

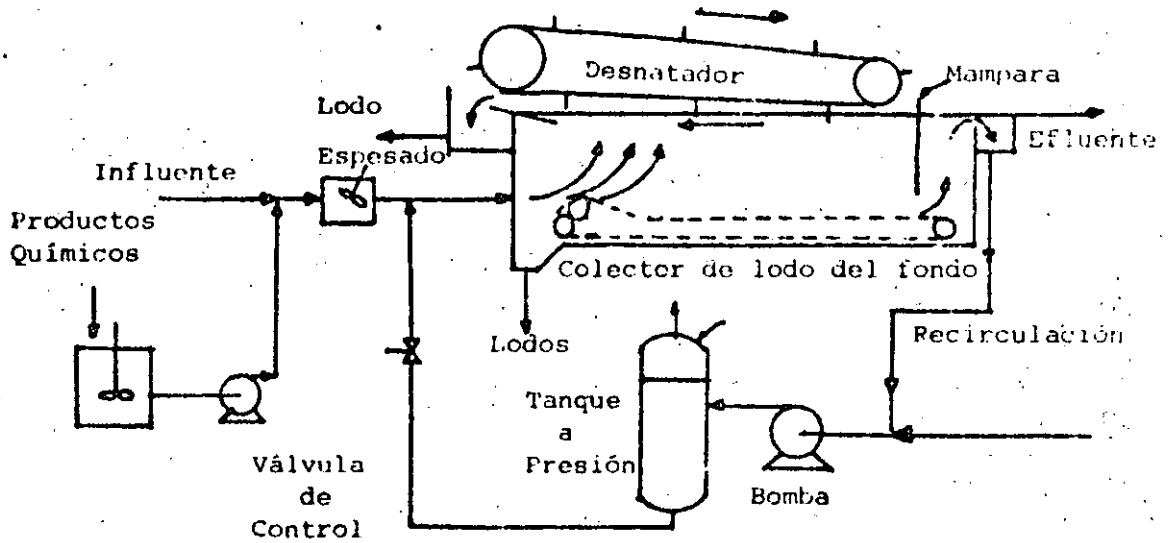
\* Porcentaje de sólidos secos.

\*\* Aguas residuales con cargas orgánicas medias.

Esquemas típicos de sistemas de flotación se muestran en las figuras 3a y 3b. La figura 3b incorpora las innovaciones recientes de diseño, tales como: inyección de aire dentro del tanque de retención y mezcla del aire y del agua residual dentro del tanque. Tales diseños posibilitan la obtención de 80 a 95% de saturación comparado al 50% de los diseños estáticos (sin recirculación). La recirculación semisaturada es, entonces, retornada al tanque de flotación. Mediante una válvula



a)



b)

Figura 3. Sistemas de flotación que utilizan aire disuelto.

a) Sin recirculación

b) con recirculación

se mantiene la presión del tanque de retención dentro del ámbito de 28.6 a 35.5 kgN/m<sup>2</sup>. La turbulencia o la disipación de energía debe evitarse en el diseño del dispositivo de entrada, para prevenir la reducción en la eficiencia de flotación.

## 9. BIBLIOGRAFIA.

- 9.1 Fitch, E. B. & W.A. Lutz, "Feedwells for Density Stabilization", Journal WPCF, 32 (2), 147, 1960.
- 9.2 T. R. Camp, "Sedimentation and the Design of Settling Tanks", Trans. ASCE, III, 895, 1946.
- 9.3 "Sewage Treatment Plant Design", WPCF Manual of Practice No. 8, Sixth Printing, 1974.
- 9.4 "Water Treatment Plant Design", ASCE. AWWA. CSSE, Third Printing, 1971.
- 9.5 W.W. Eckenfelder, Jr., "Industrial Water Pollution Control", Mc Graw-Hill Book Company, 1966.
- 9.6 Metcalf & Eddy, Inc., "Waste Water Engineering: Collection, Treatment, Disposal", Mc Graw-Hill Book Company, 1966 and 1979.
- 9.7 Eckenfelder and Ford, "Water Pollution Control", The Pemberton Press, Jenkins Publishing Company, 1970.
- 9.8 Water J. Weber, Jr "Physicochemical Processes", John Wiley & Sons, Inc., 1972.
- 9.9 "Process Design Manual for Suspended Solids Removal", Technology Transfer, EPA.
- 9.10 T.R. Camp, "Studies of Sedimentation Basin Design", Sewage and Industrial Wastes, Vol. 25, pp 1-12, 1953.
- 9.11 Link Belt Company, "Water Sewage and Industrial Waste", Book 2617.
- 9.12 Ingersoll, Alfred C., Jack F. Mc Kee and Norman H. Brooks,



"Fundamental Concepts of Rectangular Settling Tanks", Trans.,  
ASCE, 121, 1179, 1959.



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES INDUSTRIALES Y REUSOS

DISEÑO DE UN TANQUE DE SEDIMENTACION SECUNDARIA

M. EN C. OCTAVIO CASTELLANOS LOPEZ

NOVIEMBRE, 1985.

# DISEÑO DE UN TANQUE DE SEDIMENTACIÓN SECUNDARIO.

DISEÑE UN SISTEMA DE SEDIMENTACIÓN A SER USADO EN CONJUNTO CON UN PROCESO DE Lodos ACTIVADOS, A DISEÑARSE POSTERIORMENTE, UTILIZANDO LOS SIGUIENTES DATOS DE PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN, OBTENIDOS DE UN ESTUDIO EN PLANTA PILOTO:

SSLM, mg/l	1,600	2,800	2,400	4,000	5,000	8,000
VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN INICIAL, m/h	3.353	2.438	1.524	0.610	0.265	0.091

## Solución

1. DESARROLLE LA CURVA DEL FLUX DE SÓLIDOS, BATO LA ACCIÓN DE LA GRAVEDAD, A PARTIR DE LOS DATOS DADOS.
  - a. GRAFIQUE LOS DATOS DE LA PRUEBA DE SEDIMENTABILIDAD EN COLUMNA (VER FIG. 1)
  - b. UTILIZANDO LA CURVA GRAFICADA EN LA FIG. 1, OBTENGA LOS DATOS NECESARIOS PARA DESARROLLAR LA CURVA DEL FLUX DE SÓLIDOS.

Conc. de sólidos $x, g/m^3$	1,000	1,800	3,000	2,800	3,000	4,000	5,000	6,000	7,000	8,000	9,000
Vel. de sedimentación inicial $V_i, m/h$	4.0	3.5	2.8	1.8	1.14	0.55	0.71	0.2	0.13	0.094	0.07
Flux de sólidos $XV_i, Kg/m^2 \cdot h$	4.0	5.25	5.60	4.50	3.42	2.20	1.55	1.20	0.91	0.75	0.63

$$a \quad \frac{x (g/m^3) V (m/h)}{10^3 g/kg}$$

- c. GRAFIQUE LOS VALORES DEL FLUX DE SÓLIDOS DETERMINADOS EN EL PASO b VERSUS LA CONCENTRACIÓN (VER FIG. 2) DE LADO.
2. UTILIZANDO LA CURVA DEL FLUX DE SÓLIDOS DESARROLLADA EN EL CASO 1, DETERMINE LOS VALORES DEL FLUX DE SÓLIDOS LIMITANTE PARA CONCENTRACIONES DEL PURCADO QUE VARIAN DE 8,000 A 12,000 mg/l.
  - a. PREPARE UNA TABLA RESUMEN DE LOS VALORES DEL FLUX DE SÓLIDOS LIMITANTE

(INTERCEPCIÓN EN EL TÍP DE US g's) PARA LAS DISTINTAS CONCENTRACIONES DEL PURGADO.

CONC. DEL PURGADO g/m <sup>3</sup>	8,000	9,000	10,000	11,000	12,000
FLUX DE SÓLIDOS LIMITANTE kg/m <sup>2</sup> .h	4.2	3.4	2.85	2.5	2.1

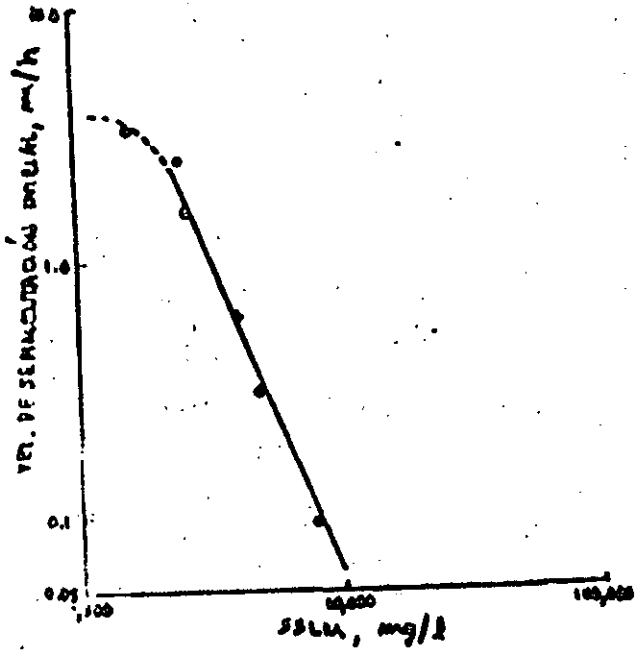


FIG. 1 GRÁFICA DE VEL. DE SEDIMENTACIÓN INICIAL VERSUS SSLM.

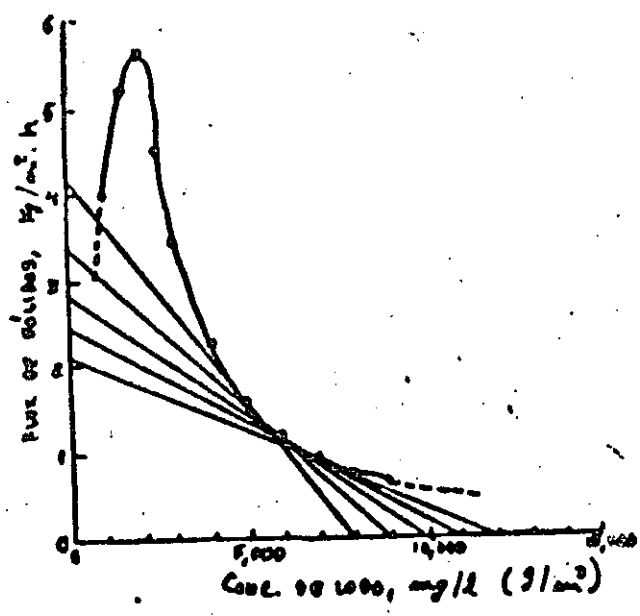
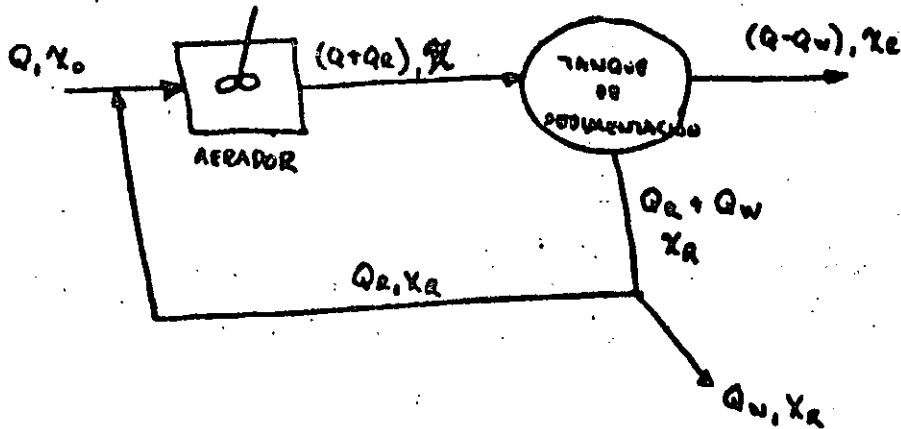


FIG. 2 CURVA DEL FLUX DE SÓLIDOS DERIVADA DE LOS DATOS DE SEDIMENTACIÓN INICIAL.

3. DETERMINE LA PROPORCIÓN DE RECIRCULACIÓN NECESARIA PARA MANTENER LA CONCENTRACIÓN DE LOS SSM =  $4,375 \text{ mg/l}$  (  $\text{SSVM} / \text{SSLM} = 0.8$  ).

a. LA PROPORCIÓN DE RECIRCULACIÓN REQUERIDA PUEDE DETERMINARSE, REALIZANDO UN BALANCE DE MASA SOBRE EL INFLUENTE AL REACTOR. LA EXPRESIÓN RESULTANTE ES:



DONDE

$Q$  = GASTO EN EL INFLUENTE,  $\text{m}^3/\text{seg}$

$Q_R$  = GASTO DE RECIRCULACIÓN,  $\text{m}^3/\text{seg}$

$X_0$  = SÓLIDOS SUSPENDIDOS EN EL INFLUENTE,  $\text{g}/\text{m}^3$

$X_M$  = SÓLIDOS SUSPENDIDOS EN LA PURGA,  $\text{g}/\text{m}^3 = X_R$

$$Q(X_0) + Q_R(X_M) = (Q + Q_R) \times 4,375 \text{ mg/l}$$

ASUMIENDO QUE  $X_0 = 0$  Y  $Q_R = \alpha Q$ , LA ANTERIOR EXPRESIÓN PUEDE ESCRIBIRSE COMO:

$$\alpha Q X_M - \alpha (4,375 \text{ mg/l}) Q = Q (4,375 \text{ mg/l})$$

$$\alpha = \frac{4,375 \text{ mg/l}}{X_M \text{ mg/l} - 4,375 \text{ mg/l}}$$

SIENDO  $\alpha$  = PROPORCIÓN DE RECIRCULACIÓN =  $Q_R/Q$

b. DETERMINE LA PROPORCIÓN DE RECIRCULACIÓN REQUERIDA PARA LAS VARIAS CONCENTRACIONES DEL PURGADO.

$X_M, \text{mg/l}$	8,000	9,000	10,000	11,000	12,000
$X_M - 4,375$	3,625	4,625	5,625	6,625	7,625
$\alpha$	1.21	0.95	0.78	0.66	0.57

4. DETERMINE EL ÁREA DE ESPESAMIENTO DE UN ESPESADOR, O TANQUE DE SEDIMENTACIÓN, REQUERIDA PARA LAS VARIAS CONCENTRACIONES DEL PURGADO Y DE LAS PROPORCIONES DE RECIRCULACIÓN, USANDO LA SIGUIENTE ECUACIÓN:

$$SF_a = \frac{(1+\alpha)(QX)(3,600 \text{ mg/h})}{A \times 10^3 \text{ g/kg}}$$

DONDE

- $SF_a$  = FLUX PROMEDIO DE SÓLIDOS APLICADOS,  $\text{kg/m}^2 \cdot \text{h}$
- $\alpha$  = PROPORCIÓN DE RECIRCULACIÓN
- $Q$  = CARGO,  $\text{m}^3/\text{mg}$
- $X$  = CONCENTRACIÓN DE SEDA,  $\text{g/m}^3$
- $A$  = ÁREA DE LA SECCIÓN TRANSVERSAL DEL CLARIFICADOR,  $\text{m}^2$

a. ASUMA QUE  $SF_a = SF_L$ , EL FLUX DE SÓLIDOS LIMITANTE DETERMINADO EN EL PASO 2.

b. CONSTRUYA UNA TABLA PARA CALCULAR EL ÁREA REQUERIDA.

$X_M, \text{mg/l}$	8,000	9,000	10,000	11,000	12,000
$SF_L, \text{kg/m}^2 \cdot \text{h}$	4.2	3.4	2.85	2.5	2.1
$\alpha$	1.21	0.95	0.78	0.66	0.57
$A, \text{m}^2$	2,072	2,358	2,459	2,615	2,944

5. DETERMINE LAS TASAS DE DEBARRAMIE CORRESPONDIENTES A LA CARGA DE SÓLIDOS CALCULADOS EN EL PASO 4b.

$X_m, \text{mg/l}$   
CARGA DE SÓLIDOS,

$\text{kg/m}^2 \cdot \text{h}$   
O.F.<sup>b</sup>,  $\text{m}^2/\text{m}^2 \cdot \text{d}$

	8,000	9,000	10,000	11,000	12,000
	4.8	8.4	2.85	2.8	2.1
	10.92	9.57	8.78	8.26	7.29

a. CORRESPONDE AL FLUX DE SÓLIDOS UNITARIO

b. O.F. = TASA DE DERRAME BASADO EN EL GASTO DE LA PANTA Y EL ÁREA CALCULADA EN EL PAGO 4b.

6. VERIFIQUE LOS REQUERIMIENTOS DE ELARIFICACION, ASUMIENDO QUE EL DISEÑO FINAL OCORRÁ BASADO SOBRE UNA CONCENTRACION DE PURGA DE 10,000  $\text{g/m}^3$ .

a. COMO SE MUESTRA EN EL PAGO 5, LA TASA DE DERRAME PARA UNA CONCENTRACION DE LA PURGA DE 10,000  $\text{g/m}^3$  ES IGUAL A 8.78  $\text{m}^2/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ . ESTO ES EQUIVALENTE A UNA TASA DE SEDIMENTACION DE 0.37  $\text{m/h}$ .

b. TOMANDO COMO REFERENCIA LA CURVA DE SEDIMENTACION MOSTRADA EN LA FIG. 1, UNA TASA DE SEDIMENTACION DE 0.37  $\text{m/h}$  CORRESPONDERIA A UNA CONCENTRACION DE SÓLIDOS DE 4,700  $\text{mg/l}$ . DEBIDO A QUE LA CONCENTRACION DE SÓLIDOS EN LA INTERFASE SERÁ MENOR QUE ESTE VALOR, EL ÁREA PARA CLARIFICACION PARECE SER CONSERVADOR.

7. ESTIME LA PROFUNDIDAD REQUERIDA PARA ESPESAMIENTO. ASUMA QUE LA MÍNIMA PROFUNDIDAD PERMITIDA PARA LA ZONA DE ELARIFICACION EN EL TANQUE DE SEDIMENTACION DE PIZA A 1.5 m (5 ft).

a. ESTIME LA PROFUNDIDAD REQUERIDA PARA LA ZONA DE ESPESAMIENTO. ASUMA QUE BAJAS CONDICIONES NORMALES LA MASA DE LODO RETENIDO EN EL TANQUE DE SEDIMENTACION SECUNDARIO ES IGUAL A 30% DE LA MASA EXISTENTE EN EL TANQUE DE AERACION Y LA CONCENTRACION PROMEDIO DE SÓLIDOS EN LA ZONA DE LODOS ES IGUAL APROXIMADAMENTE A 7,000  $\text{mg/l}$   $[(4,000 + 10,000) \text{mg/l} : 2]$

i. DETERMINE LA MASA DE SÓLIDOS EN EL TANQUE DE AERACION, SI EL VOLUMEN DE ÉSTE ES DE 4,702  $\text{m}^3$ .

SÓLIDOS EN EL TANQUE DE AERACION =  $\frac{(4,702 \text{ m}^3)(4,375 \text{ g/m}^3)}{10^3 \text{ g/kg}} = 20,571 \text{ kg}$

ii. DETERMINE LA MASA DE SÓLIDOS EN EL TANQUE DE SEDIMENTACIÓN.

SÓLIDOS EN EL TANQUE DE SEDIMENTACIÓN = 0.9 (20,571 kg) = 6,171 kg

iii. DETERMINE LA PROFUNDIDAD DE LA ZONA DE LODOS EN EL TANQUE DE SEDIMENTACIÓN, USANDO LA SIGUIENTE RELACIÓN:

(A, m²)(d, m)(7,000 g/m³) / 10³ g/kg = 6,171 kg REOSTANDO

d = (6,171 kg)(1000 g/kg) / (7,000 g/m³)(2,439 m²)

d = 0.36 m (1.2 ft)

b. ESTIME LA CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO REQUERIDO EN LA ZONA DE LODOS, ASUMIENDO QUE EL EXCESO DE LODOS DEBE SER ALMACENADO EN EL TANQUE DE SEDIMENTACIÓN SECUNDARIO A CONDICIONES DE FIJO PICO DEBIDO A LAS LIMITACIONES EN LAS INSTALACIONES PROCESADORAS DE LODO. ASUMA QUE EL COSTO PICO SOSTENIDO, DE 2 DÍAS, ES DE 2.5 Q PROMEDIO, Y LA CARGA PICO DE OBO SOSTENIDA, DE 7 DÍAS, ES DE 1.5 OBO PROMEDIO, OCURREN SIMULTANEAMENTE. TAMBIÉN, ASUMA QUE EL EXCESO DE SÓLIDOS DEBE ALMACENARSE EN EL TANQUE DE SEDIMENTACIÓN SECUNDARIO A CONDICIONES DE FIJO PICO DEBIDO A LIMITACIONES EN LAS INSTALACIONES PROCESADORAS DE LODOS.

i. ESTIME LOS SÓLIDOS PRODUCIDOS BAJO LAS CONDICIONES DADAS.

Px = Yobs. Q (S0 - S) x (10³ g/kg)⁻¹

Px = LODO ACTIVADO NETO, DE DESECHO, PRODUCIDO CADA DÍA Y MEDIDO EN TÉRMINOS DE SSV, kg/día.

Yobs. = PRODUCCIÓN OBSERVADA g/g = 0.8125

Q = 2.5 (21,600 m³/día).

S0 = 1.9 (250 mg/l)

S = 15 mg/l (ASUMIDO BAJO CONDICIONES DE CARGA SOBRESATURADA).



$$(P_2)_{30} = \frac{0.625 (2.5 \times 21,600 \text{ m}^3/\text{d}) [(375-15) \text{ mg/l}]}{1,000 \text{ g/kg}}$$

$$= 6.075 \text{ kg/día}$$

ii. DUEBIO A QUE LA TASA PICO ES SOSTENIDA POR 2 DÍAS, LOS SÓLIDOS TOTALES PARA EL PERIODO DE DOS DÍAS ES IGUAL A 12,150 kg.

iii. CALCULE LA PROFUNDIDAD REQUERIDA PARA ALMACENAMIENTO DE LODO EN EL TANQUE DE SEDIMENTACIÓN. ASUMA QUE LOS SÓLIDOS TOTALES EN EL TANQUE DE SEDIMENTACIÓN SON AHORA IGUAL A 12,321 kg (12,150 kg + 6,171 kg).

$$d = \frac{(12,321 \text{ kg}) (1,000 \text{ g/kg})}{(3,000 \text{ g/m}^3) (2,459 \text{ m}^2)}$$

$$= 1.06 \text{ m (3.49 ft)}$$

c. ESTIME LA PROFUNDIDAD TOTAL REQUERIDA

$$^a \text{ PROFUNDIDAD} = (1.5 + 0.36 + 1.06) \text{ m}$$

$$= 2.92 \text{ m, UTILICE 3.0 (9.8 ft)}$$

7. COMPROBE LA TASA DE DERRAME SUPERFICIAL A FLUJO PICO.

a. EL FLUJO PICO ES

$$Q_p = 2.5 (21,600 \text{ m}^3/\text{día})$$

$$= 54,000 \text{ m}^3/\text{día} = 0.625 \text{ m}^3/\text{seg}$$

b. LA TASA DE DERRAME SUPERFICIAL A FLUJO PICO ES :

$$\text{TASA DERRAME PICO} = \frac{54,000 \text{ m}^3/\text{día}}{2,459 \text{ m}^2}$$

$$= 22 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{día}$$

ESTE VALOR ESTA MUY POR DEBAJO DEL VALOR PICO RECOMENDADO.

a No incluye BORDO LIBRE

DISEÑO DE UN PROCESO DE Lodos Activados.

DISEÑE UN PROCESO DE Lodos Activados, Agitado, de Flujo Continuo, para tratar  $0.25 \text{ m}^3/\text{seg}$  ( $5.71 \text{ Mgal}/\text{día}$ ) de agua residual doméstica, que tiene  $350 \text{ mg}/\text{l}$  de  $\text{DBO}_5$ . Se desea que el efluente tenga  $20 \text{ mg}/\text{l}$  de  $\text{DBO}_5$  o menos. Asuma que la temperatura es de  $20^\circ\text{C}$  y que las siguientes condiciones son aplicables:

1. Los SSV influentes al reactor son despreciables.
2. La relación SVLM a SVLM = 0.8
3. Concentración del lodo de retorno =  $10,000 \text{ mg}/\text{l}$  de SS.
4. SVLM =  $3,500 \text{ mg}/\text{l}$ .
5. Tiempo medio de residencia celular, de diseño =  $\theta_c^d = 10$  días
6. Régimen hidráulico del reactor = tanque mezclado de flujo continuo.
7. El efluente contiene  $22 \text{ mg}/\text{l}$  de sólidos biológicos, de los cuales el 65% es bio-degradable.
8. El valor de la  $\text{DBO}_5$  puede obtenerse multiplicando el valor de la  $\text{DBO}_L$  por un factor de 0.68 (corresponde a un valor de  $k$  de  $0.1 \text{ d}^{-1}$  en la ecuación de la  $\text{DBO}$ ).
9. El agua residual contiene nitrógeno, fósforo y otros nutrientes traza, en cantidades adecuadas, para el crecimiento biológico.
10. El costo pico sostenido de un día es de 25 veces el costo promedio.

### Solución

1. Estime la concentración de  $\text{DBO}_5$  soluble en el efluente, usando la siguiente relación:

$$\text{DBO}_5, \text{ efluente} = \text{DBO}_5 \text{ soluble del influente que escapa al tratamiento} + \text{DBO}_5 \text{ de sólidos suspendidos del efluente.}$$

- a. Determine la  $\text{DBO}_5$  de los sólidos suspendidos del efluente.

- i. la porción biodegradable de los sólidos biológicos del efluente =  $0.65 \times 22 \text{ mg}/\text{l} = 14.3 \text{ mg}/\text{l}$ .

- ii. la  $\text{DBO}_5$  de los sólidos biodegradables del efluente =  $0.65 \times 22 \text{ mg}/\text{l} \times 1.42 \text{ mg}/\text{mg} = 20.3 \text{ mg}/\text{l}$ .

- iii. la  $\text{DBO}_5$  de los sólidos suspendidos del efluente =  $20.3 \text{ mg}/\text{l} (0.68) = 13.8 \text{ mg}/\text{l}$ .

- b. Resuelva para la  $\text{DBO}_5$  soluble del influente que escapa al tratamiento.

9

$$20 \text{ mg/l} = 3 + 16.8 \text{ mg/l} \quad \therefore S = 6.2 \text{ mg/l}$$

1. DETERMINE LA EFICIENCIA DEL TRATAMIENTO E, USANDO LA SIGUIENTE ECUACION:

$$E = \frac{S_0 - S}{S_0} \cdot 100$$

a. LA EFICIENCIA BASADA SOBRE LA DBO, COMPLETA ES:

$$E_D = \frac{(250 - 6.2) \text{ mg/l}}{250 \text{ mg/l}} \times 100 = 97.5\%$$

b. LA EFICIENCIA TOTAL DE LA PLANTA ES:

$$E_{\text{TOTAL}} = \frac{(250 - 20) \text{ mg/l}}{250 \text{ mg/l}} \times 100 = 92\%$$

3. CALCULE EL VOLUMEN DEL REACTOR. EL VOLUMEN DEL REACTOR PUEDE DETERMINARSE, USANDO LAS SIGUIENTES ECUACIONES:

$$X = \frac{\theta_c^d Y (S_0 - S)}{\theta (1 + k_d \theta_c^d)} \quad (1) \quad \text{Y} \quad \theta = \frac{V}{Q} \quad (2)$$

a. SUSTITUYENDO (2) EN (1) Y RESOLVIENDO PARA  $V$ , TENEMOS:

$$V = \frac{\theta_c^d Q Y (S_0 - S)}{X (1 + k_d \theta_c^d)}$$

b. CALCULE EL VOLUMEN DEL REACTOR, USANDO LOS SIGUIENTES DATOS:

$$\theta_c^d = 10 \text{ días}$$

$$Q = 0.25 \text{ m}^3/\text{seg} = 0.25 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}} \times \frac{86,400 \text{ seg}}{1 \text{ día}} = 21,600 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$Y = 0.5 \text{ mg SSV} / \text{mg DBO}_5 \quad (\text{VER TABLAS}).$$

$$S_0 = 250 \text{ mg/l}$$

$$S = 6.2 \text{ mg/l}$$

$$X = 3,500 \text{ mg/l}$$

$$k_d = 0.06 \text{ días}^{-1} \quad (\text{VER TABLAS})$$

$$V = \frac{(10 \text{ d})(21,600 \text{ m}^3/\text{d})(0.50) [(250 - 6.2) \text{ mg/l}]}{(3,500 \text{ mg/l}) [1 + (0.06 \text{ día}^{-1})(10 \text{ días})]} = 4,702 \text{ m}^3 = 1.24 \text{ MGAL}$$

Calcule la cantidad de lodo que deba ser desechado cada día.

a. Determine  $Y_{obs}$  usando la siguiente ecuación:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + K_d \theta_c^d} = \frac{0.5}{1 + (0.06 \text{ día}^{-1})(10 \text{ días})} = 0.3125 \frac{\text{mg SSV}}{\text{mg SBO}_5}$$

b. Determine la masa del lodo activado volátil a desechar.

$$P_x = Y_{obs} Q (S_0 - S) (10^3 \text{ g/kg})^{-1}$$

$$= \frac{0.3125 (21,600 \text{ m}^3/\text{día}) (250 \text{ g/m}^3 - 6.2 \text{ g/m}^3)}{10^3 \text{ g/kg}}$$

$$= 1,645.7 \text{ kg/día} \quad (3,628.0 \text{ lb/día})$$

c. Determine la masa total de lodo basado sobre los sólidos suspendidos totales.

$$P_x (ss) = 1,645.7 \text{ kg/día} / 0.8$$

$$= 2,057.1 \text{ kg/día} \quad (4,535.0 \text{ lb/día})$$

NOTA: Si en el paso 4a se hubiera asumido que la cantidad adicional de lodo en el tanque de sedimentación y en las líneas de retorno de lodo eran igual a 30%, la cantidad de lodo en el reactor, entonces, asumimos que los valores de  $Y$  y  $K_d$  son aplicables, el valor calculado de  $Y_{obs}$  habría sido igual a 0.291. La masa de lodo calculado en el paso 4c habría sido entonces igual a 1,849.7 kg/día (4,078.0 lb/día) en lugar de 2,057.1 kg/día (4,535.0 lb/día).

5. Calcule la tasa de desecho del lodo si su eliminación se realiza a) del tanque de aeración, y b) de la línea de retorno de lodo. Despreciando los sólidos perdidos en el efluente, la tasa de desecho del lodo es:

a. Del tanque de aeración, usando la siguiente ecuación:

$$Q_{wa} \sim \frac{V}{\theta_c^d}$$

$$\sim \frac{4,702 \text{ m}^3}{10 \text{ días}}$$

$$\sim 470.2 \text{ m}^3/\text{día} \quad (0.124 \text{ Mgal/día})$$

b. De la línea de recirculación de lodos, usando la siguiente ec.:

$$Q_{WR} \sim \frac{V \cdot X}{\theta_c^d \cdot X_R}$$

$$\sim \frac{(4,702 \text{ m}^3)(3,500 \text{ mg/l})}{(10 \text{ días})(19,000 \text{ mg/l} \times 0.8)}$$

$$\sim 205.7 \text{ m}^3/\text{día} \quad (0.054 \text{ Mgal/día})$$

NOTA. EN AMBOS CASOS, EL PESO DEL LODO DESECHADO ES EL MISMO (1,645.7 kg SSV/día) Y AMBOS MÉTODOS DE DESECHAR LODO OBTENDRÁN UNA  $\theta_c^d$  DE DISEÑO DE 10 DÍAS PARA EL SISTEMA. DEBIDO A QUE UNA PORCIÓN DE LOS SÓLIDOS DESECHADOS SON RECICLADOS AL PROCESO DESDE LAS UNIDADES DE TRATAMIENTO DE LODOS, LA TASA REAL DE DESECHO DE LODOS SERÁ DE 10 A 20 % MÁS ALTA QUE EL VALOR CALCULADO.

6. ESTIME LA PROPORCIÓN DE RECIRCULACIÓN MEDIANTE UN BALANCE DE MASA ALREDEDOR DE LA ENTRADA AL REACTOR.

NOTA: PARA UNA ESTIMACIÓN MÁS APROXIMADA, EL CRECIMIENTO NETO CELULAR DENTRO DEL REACTOR DEBE SER CONSIDERADO AL CALCULAR LA PROPORCIÓN (RELACIÓN) DE RECIRCULACIÓN.

$$\text{CONCENTRACIÓN DE SSV EN EL REACTOR} = 3,500 \text{ mg/l}$$

$$\text{CONCENTRACIÓN DE SSV EN LOS LODOS DE RETORNO} = 8,000 \text{ mg/l}$$

$$3,500 (Q + Q_R) = 8,000 Q_R$$

$$\frac{Q_R}{Q} = \alpha = 0.78$$

7. CALCULE EL TIEMPO DE RETENCIÓN HIDRÁULICO PARA EL REACTOR.

$$\theta = \frac{V}{Q} = \frac{4,702 \text{ m}^3}{(0.25 \text{ m}^3/\text{mg})(3,600 \text{ mg/h})} = 5.2 \text{ h} = 0.217 \text{ días}$$

8. CALCULE LOS REQUERIMIENTOS DE OXÍGENO BASADOS SOBRE LA DEMANDA CARBONOSA ÚLTIMA, DBOL.

NOTA. AUNQUE LOS REQUERIMIENTOS DE OXÍGENO PARA LA NITRIFICACIÓN SON DESPRECIABLES EN ESTE EJEMPLO, ESTOS PUEDEN SER IMPORTANTES Y DEBEN SER CON-

SIDERADOS EN EL DISEÑO DE SISTEMAS QUE OPERAN CON TIEMPOS DE RESIDENCIA CELULAR PROMEDIO SUFICIENTEMENTE ALTOS PARA PERMITIR QUE LA NITRIFICACIÓN OCURRA.

- a. CALCULE LA MASA DE LA DBOL DEL AGUA RESIDUAL INFLOENTE QUE ES CONVERTIDA EN EL PROCESO, ASUMIENDO QUE LA DBO<sub>5</sub> ES IGUAL A 0.68 DBOL.

$$\begin{aligned} \text{MASA DE DBOL UTILIZADA} &= \frac{Q(S_0 - S)(10^3 \text{ g/kg})^{-1}}{0.68} \\ &= \frac{(21,600 \text{ m}^3/\text{día})(250 \text{ g/m}^3 - 6.2 \text{ g/m}^3)(10^3 \text{ g/kg})^{-1}}{0.68} \\ &= 7,744 \text{ kg/día} \end{aligned}$$

- b. CALCULE LOS REQUERIMIENTOS DE OXÍGENO USANDO LA SIGUIENTE EC.:

$$\begin{aligned} \text{kg O}_2/\text{día} &= 7,744 \text{ kg/día} - 1.42(1,645.7 \text{ kg/día}) \\ &= 5,407.1 \text{ kg/día} \quad (11,920.6 \text{ lb/día}) \end{aligned}$$

9. COMPROBE LA RELACIÓN F/M Y EL FACTOR DE CARGA VOLUMÉTRICA.

NOTA: F/M ES UN TÉRMINO ÍNTIMAMENTE RELACIONADO A LA VEL. DE UTILIZACIÓN ESPECÍFICA U. AMBAS ESTAN RELACIONADAS POR LA EFICIENCIA DEL PROCESO DE LA SIGUIENTE FORMA:

$$U = \frac{(F/M) E}{100}$$

- a. DETERMINE LA RELACIÓN F/M, UTILIZANDO LA SIGUIENTE EC.:

$$F/M = \frac{S_0}{\theta X} = \frac{250 \text{ mg/l}}{0.217 \text{ días} \times 3,500 \text{ mg/l}} = 0.33 \text{ días}^{-1}$$

- b. DETERMINE LA CARGA VOLUMÉTRICA

$$\text{CARGA VOLUMÉTRICA} = \frac{S_0 Q (10^3 \text{ g/kg})^{-1}}{V}$$

$$= \frac{(250 \text{ g/m}^3)(21,600 \text{ m}^3/\text{día})(10^3 \text{ g/kg})^{-1}}{4,702 \text{ m}^3}$$

$$= 1.15 \text{ kg DBO}_5 / \text{m}^3 \cdot \text{día}$$

10. CALCULE EL VOLUMEN DE AIRE REQUERIDO, ASUMIENDO QUE LA EFICIENCIA DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO EN EL EQUIPO DE AERACIÓN A SER USADO ES DE 8%. UN FACTOR DE SEGURIDAD DE 2 DEBE SER USADO PARA DETERMINAR EL VOLUMEN DE DISEÑO REAL REQUERIDO PARA DIMENSIONAR LOS AERADORES.

a. EL REQUERIMIENTO TEÓRICO DE AIRE, ASUMIENDO QUE ESTE CONTIENE 23.2% DE OXÍGENO, EN PESO, ES:

$$\frac{5,407 \text{ kg/día}}{(1.201 \text{ kg/m}^3)(0.232)} = 19,406 \text{ m}^3/\text{día}$$

b. DETERMINE LOS REQUERIMIENTOS REALES DE AIRE.

$$\frac{19,406 \text{ m}^3/\text{día}}{0.08} = 242,575 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$\frac{242,575 \text{ m}^3/\text{día}}{1,440 \text{ min/día}} = 168 \text{ m}^3/\text{min}$$

c. DETERMINE LOS REQUERIMIENTOS DE AIRE PARA EL DISEÑO.

$$2(168 \text{ m}^3/\text{min}) = 336 \text{ m}^3/\text{min}$$

11. VERIFIQUE EL VOLUMEN DE AIRE, USANDO EL VALOR REAL DETERMINADO EN EL PASO 10b.

a. REQUERIMIENTO DE AIRE POR UNIDAD DE VOLUMEN (DE A.R.).

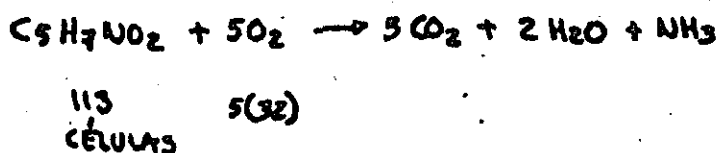
$$\frac{242,575 \text{ m}^3/\text{día}}{21,600 \text{ m}^3/\text{día}} = 11.2 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

b. REQUERIMIENTO DE AIRE POR Kg DE DBO<sub>5</sub> REMOVIDA.

$$\frac{242,575 \text{ m}^3/\text{día}}{(250 \text{ g/m}^3 - 6.2 \text{ g/m}^3)(21,600 \text{ m}^3/\text{día})(10^3 \text{ g/kg})^{-1}} = 46.1 \text{ m}^3/\text{kg DE DBO}_5 \text{ REMOVIDA}$$

12. DISEÑE LAS UNIDADES DE SEDIMENTACIÓN REQUERIDAS.

LA  $DBO_L$  DE UNA MOL DE CÉULAS PUEDE ESTIMARSE COMO SIGUE:



$$\frac{kg O_2}{kg \text{ CÉULAS}} = \frac{160}{113} = 1.42$$

DONDE LA  $DBO_L$  DE LAS CÉULAS ES IGUAL A:

$$DBO_L = 1.42 (\text{MASA DE CÉULAS, } g/m^3)$$

POR LO TANTO, LOS REQUERIMIENTOS TEÓRICOS DE OXÍGENO PARA LA REMOCIÓN DE LA MATERIA ORGÁNICA CARBONOSA, EN EL AGUA RESIDUAL, DE UN SISTEMA DE Lodos Activados PUEDE CALCULARSE DE LA SIGUIENTE MANERA:

$$\frac{kg O_2}{DÍA} = \left( \text{MASA TOTAL DE } DBO_L \text{ UTILIZADA O SATISFECHA, } kg/día \right) - 1.42 \left( \text{MASA DE ORGANISMOS DESPLAZADOS, } kg/día \right)$$

$$\frac{kg O_2}{DÍA} = \frac{Q(S_0 - S) \times (10^3 g/kg)^{-1}}{f} - 1.42 (P_x)$$

DONDE  $f$  = FACTOR DE CONVERSIÓN PARA CONVERTIR  $DBO_5$  A  $DBO_L$ .



ANÁLISIS DEL MÍNIMO COSTO DE COSTEO

TIEMPO DE RESIDENCIA HIPRÁVICOS

VARIABLE	$\Theta_1$	$\Theta_2$	$\Theta_3$	$\Theta_4$	$\Theta_5$	$\Theta_6$	$\Theta_7$	$\Theta_8$	$\Theta_9$	...	$\Theta_M$
----------	------------	------------	------------	------------	------------	------------	------------	------------	------------	-----	------------

PARÁMETROS DE DISEÑO

C  
A  
U  
R  
V

REQUERIMIENTOS AIRE

COSTO ANUAL DEL TANQUE DE AERACIÓN Y AERADOR

AMORTIZACIÓN DEL COSTO T.A.

AMORTIZACIÓN DEL COSTO A.

COSTO DE OPERACIÓN (M.O.)

COSTO DE MANTENIMIENTO (M.O.)

ENERGÍA

OTROS

TOTAL

COSTO ANUAL DEL CLARIFICADOR Y BOMBEO RECICLADO

AMORTIZACIÓN COSTO CLARIFICADOR

" " BOMBEO

COSTO DE OPERACIÓN CLARIFICADOR (M.O.)

" " MANTENIMIENTO " (M.O.)

" " OPERACIÓN BOMBEO (M.O.)

" " MANT. " (M.O.)

MATERIALES USADOS EN CLARIF.

ENERGÍA BOMBEO

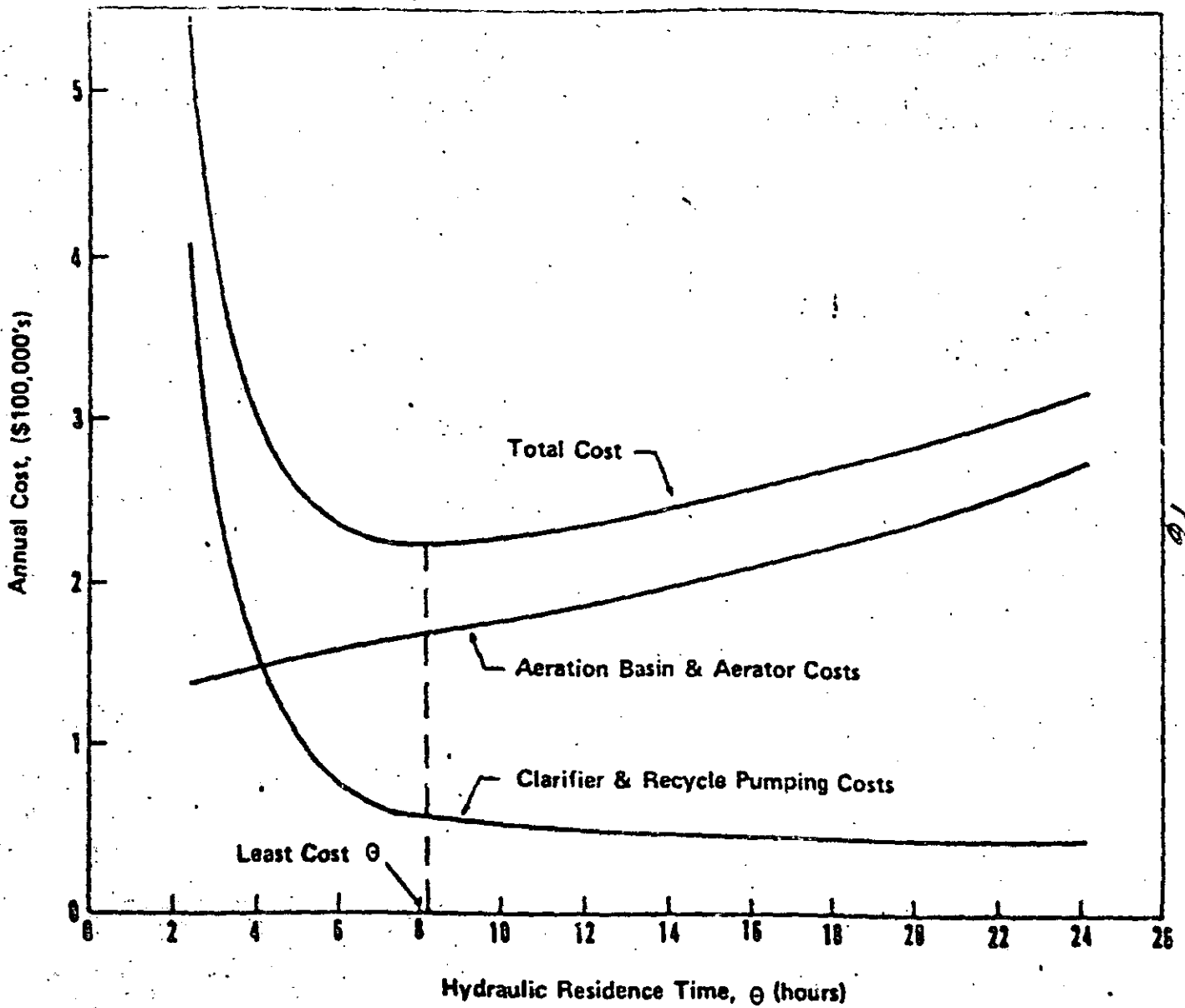
OTROS COSTOS DE BOMBEO

TOTAL

COSTO ANUAL TOTAL

PESOS

PESOS/UN m<sup>3</sup>



**FIGURE** Costs for Activated Sludge Treatment System



DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

ANEXOS

ING. OCTAVIO CASTELLANOS L.

NOVIEMBRE, 1985.

# TIPOS DE SEDIMENTACIÓN QUE OCURREN EN EL TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES

TIPO DE SEDIMENTACIÓN	DESCRIPCIÓN	1	APLICACIÓN / OCURRENCIA
PARTÍCULA DISCRETA (TIPO 1)	SEDIMENTACIÓN DE PARTÍCULAS EN SUSPENSIONES DE BAJAS CONCENTRACIONES DE SÓLIDOS. LAS PARTÍCULAS SEDIMENTAN COMO ENTIDADES INDIVIDUALES		REMOVIE ARENA Y PARTÍCULAS SIMILARES DE LAS AGUAS RESIDUALES.
FLOCULENTA (TIPO 2)	SUSPENSIONES DILUIDAS DE PARTÍCULAS QUE COALESCEN O FLOCULAN DURANTE LA SEDIMENTACIÓN. POR ESTO, LA PARTÍCULA INCREMENTA SU MASA Y SEDIMENTA MAS RÁPIDO.		REMOVIE UNA PORCIÓN DE LOS SS. EN LAS AGUAS RESIDUALES CRUDAS EN LA SEDIMENTACIÓN PRIMARIA Y EN PORCIONES MAYORES EN LA SEDIMENTACIÓN SECUNDARIA. TAMBIÉN, REMOVIE FLOCULO GÚMICO.
INTERMEDIA O DE ZONA (TIPO 3)	SUSPENSIONES DE CONCENTRACIÓN INTERMEDIA. (LAS PARTÍCULAS TIENDEN A PERMANECER EN POSICIONES FIJAS CON RESPECTO A LAS OTRAS, LA MASA DE PARTÍCULAS SEDIMENTA COMO UNA UNIDAD. UNA INTERFASE SÓLIDO-LÍQUIDO SE DESARROLLA		OCURRE EN LA SEDIMENTACIÓN SECUNDARIA.
COMPRESIÓN (TIPO 4)	SUSPENSIONES DE CONCENTRACIÓN TAL QUE UNA ESTRUCTURA DE FOLIA, UNA SEDIMENTACIÓN POSTERIOR OCURRE SOLO POR COMPRESIÓN DE LA ESTRUCTURA.		OCURRE EN EL FONDO DE LAS TUBERÍAS DE SEDIMENTACIÓN SECUNDARIA Y EN LAS SECCIONES

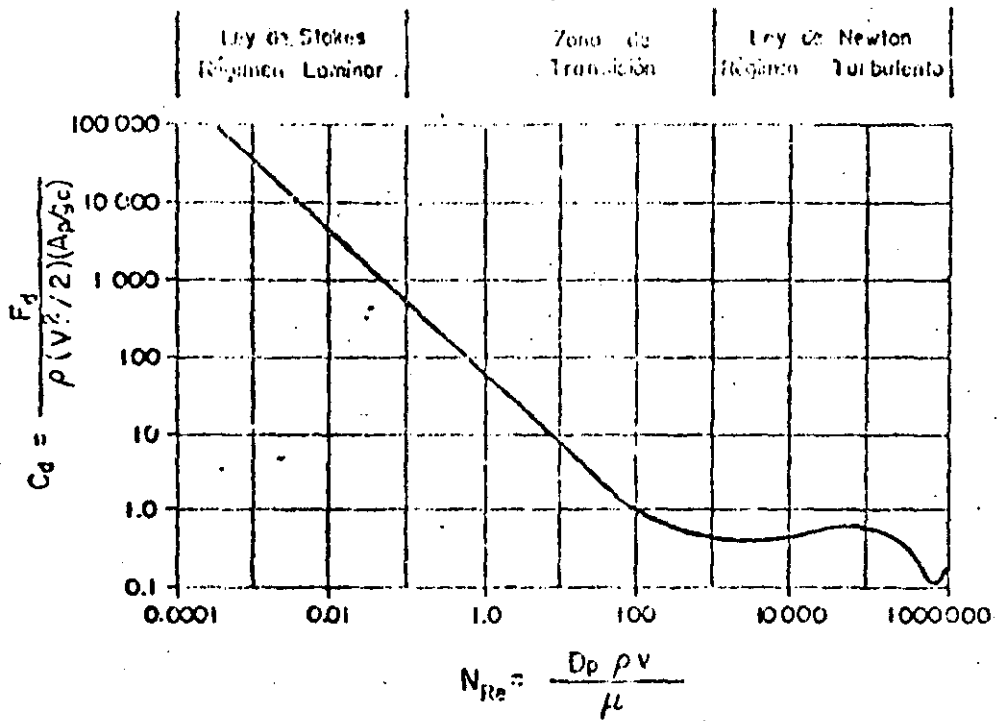


Fig. 1.- COEFICIENTE DE ARRASTRE,  $C_d$ , PARA PARTICULAS ESFERICAS.

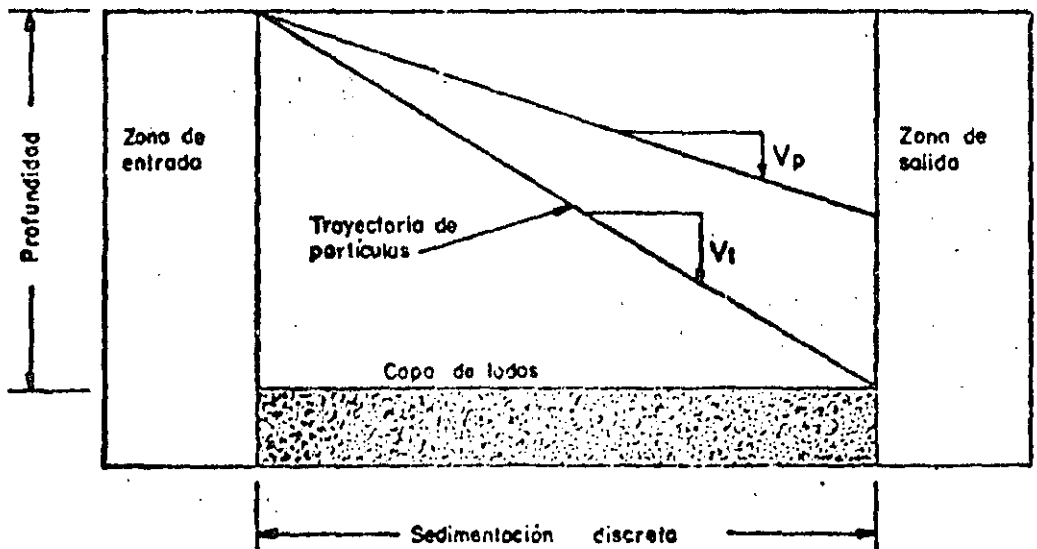


Fig. 2.- SEDIMENTACION TIPO I EN UN TANQUE IDEAL.

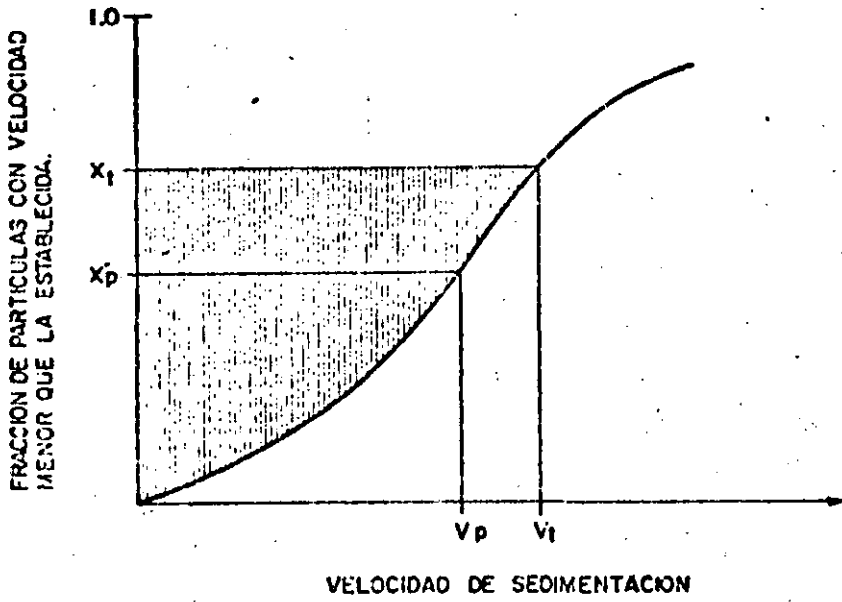


Fig. 3.- CURVA DE VELOCIDADES DE SEDIMENTACION PARA PARTICULAS DISCRETAS.

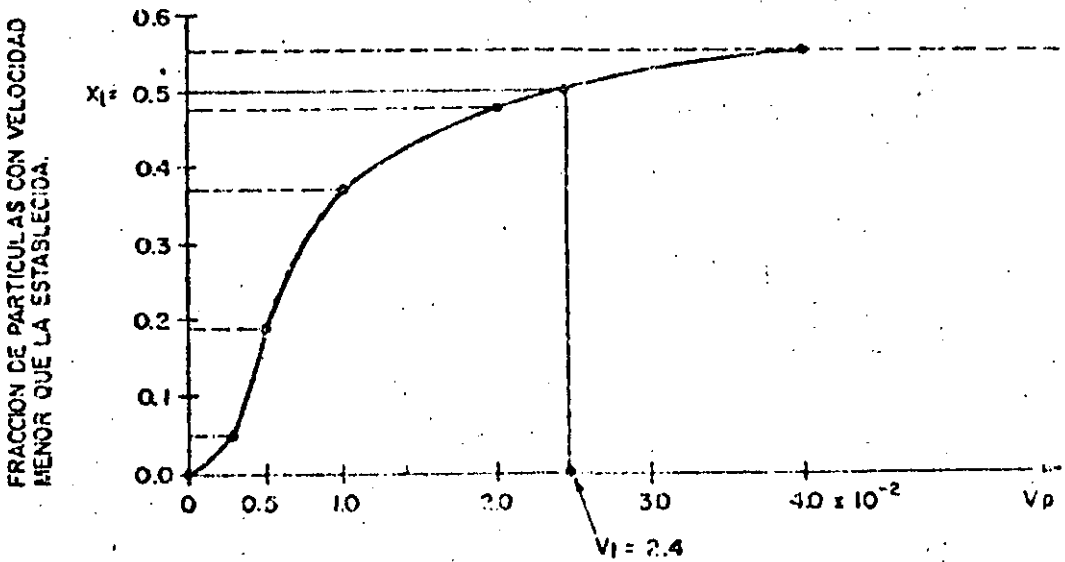


Fig. 4.- CURVA ANALITICA DE VELOCIDADES DE SEDIMENTACION.

$$Q = AV_c \quad (1)$$

A = AREA SUPERFICIAL DEL TANQUE DE SEDIMENTACIÓN

$$V_c = \frac{Q}{A} \text{ C.H.S. o TASA DE DERRAME } m^3/m^2 \cdot d$$

$$V_c = \frac{\text{PROFUNDIDAD}}{\text{TIEMPO DE RETENCIÓN}} \quad (2)$$

$$X_R = \frac{V_p}{V_c} \quad (3)$$

$$\text{FRACCIÓN REMOVIDA} = (1 - X_c) + \int_0^{X_c} \frac{V_p}{V_c} dx \quad (4)$$

VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN m/min	3.0	1.5	0.60	0.30	0.22	0.15
FRACCIÓN DE PESO REMANENTE	0.55	0.46	0.35	0.21	0.11	0.03

PARA UNA C.H.S. ⇒ VEL. DE SEDIMENTACIÓN ⇒ CURVA ⇒ FRACCIÓN REMOVIDA

$$\begin{aligned}
 \text{DE REMOCIÓN} &= \frac{\Delta h_1}{h_s} \times \frac{2 \cdot R_1}{2} + \frac{\Delta h_2}{h_s} \times \frac{R_2 + R_3}{2} + \frac{\Delta h_3}{h_s} \times \frac{R_3 + R_4}{2} \\
 &+ \frac{\Delta h_4}{h_s} \times \frac{R_4 + R_5}{2}
 \end{aligned}$$

PARA UN TIEMPO DE RETENCIÓN =  $t_2$  , Y

PARA UNA PROFUNDIDAD TOTAL =  $h_s$



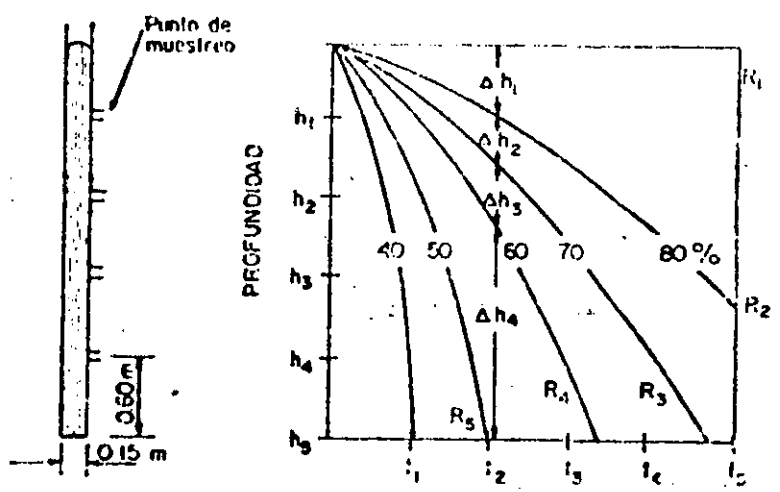


Fig. 5.- COLUMNA DE SEDIMENTACION Y CURVAS PARA PARTICULAS FLOCULENTAS.

# METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO.

- 1) DEFINIR O DETERMINAR  $Q_{MAX}$  Y  $H_{MAX}$
- 2) CALCULAR  $b = Q_{MAX} / H_{MAX}$
- 3) SELECCIONAR "a" Y CALCULAR  $\%_0$  O VICEVERSA.
- 4) CALCULAR EL PERFIL DE LA ECUACION  $x = f(y)$ .

## EJEMPLO.-

UN CANAL ABIERTO DE 3 POR 3 METROS, CORTE TRANSVERSAL, SE ENCUENTRA INMEDIATAMENTE CORRIENTE ABAJO DE LOS TANQUES FILTRADORES DE UNA PLANTA. ESTE CANAL SIRVE COMO DE PRESA PARA QUE SE LLEVE A CABO LA OPERACION. SIN EMBARGO, PARECE SER FACTIBLE PODER INSTALAR UN VERTEDOR PROYECTOR EN ESTE CANAL, PARA MEDIR EL VOLUMEN DE DESCARGA.

### DATOS

$$Q_{MAX} = 2.5 \text{ m}^3/\text{seg}$$

LA PERDIDA DE CARGA NO TIENE GRAN IMPORTANCIA

LA TEMPERATURA PROMEDIO DEL AGUA ES DE 15°C

$$H_{MAX} = ?$$

### SOLUCION

$$Q_{MAX} = 2.5 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$H_{MAX} = 2.5 \text{ m. (SUPUESTO)}$$

$$a = 0.05 \text{ m (SUPUESTO)}$$

$$b = 2 C_d \%_0 \sqrt{2ga} \quad C_d = 0.6$$

$$b = \frac{Q_{MAX}}{H_{MAX}}$$

Ecuación de Perfil

$$\alpha = f(y) = 0.849 \left\{ 1 - \frac{2}{\pi} \arccos \sqrt{\frac{y}{0.05}} \right\}$$

Ecuación de Flujo

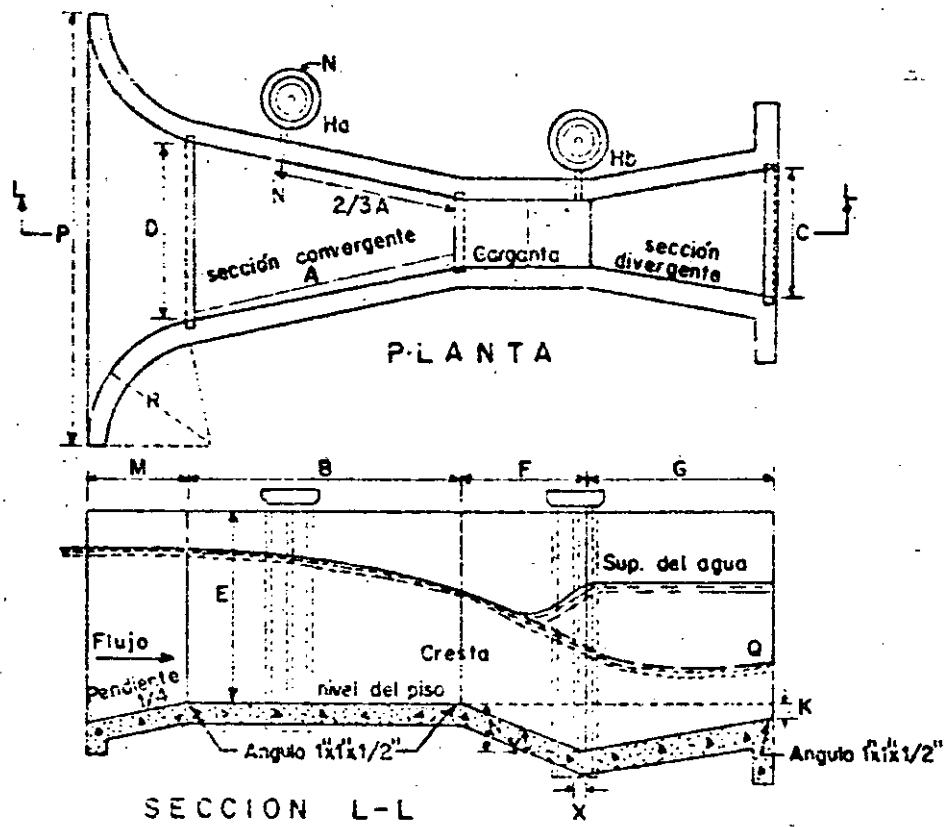
$$Q = 10 \text{ H}$$

H	Q
0	0
0.1	0.1
0.2	0.2
0.3	0.3

ETC.

y	$\alpha$
0	0.849
0.01	0.62
0.02	0.544
0.03	0.491

ETC.



- W Tamaño del medidor, en pulgadas ó pies.
- A Longitud de la pared de la sección convergente.
- 2/3 A Distancia del medidor a la cresta.
- B Longitud axial de la sección convergente.
- C Anchura del canal corriente abajo.
- D Anchura del canal corriente arriba.
- E Profundidad del medidor.
- F Longitud de la garganta.
- G Longitud de la sección divergente.
- K Diferencia de elevación entre la terminal final del medidor y la cresta.
- M Longitud del piso de acceso.
- N Profundidad de la depresión en la garganta abajo de la cresta.
- P Anchura entre las terminales de las paredes curvas.
- R Radio de la pared curva.
- X Distancia horizontal del medidor Hb al punto más bajo en la garganta.
- Y Distancia vertical del medidor Hb al punto más bajo en la garganta.

FIG. Nº 7-DIMENSIONES Y MEDIDAS DEL MEDIDOR PARSHALL, PARA VARIOS TAMAÑOS DE GARGANTAS, W

W	A		2/3 A		B		C		D		E		F		G		K	N	R		M		P		X	Y	Capacidad de flujo libre	
	ft.	In.	ft.	In.	ft.	In.	ft.	In.	ft.	In.	ft.	In.	ft.	In.	ft.	In.			ft.	In.	ft.	In.	ft.	In.			ft.	In.
0 3	1	6 3/8	1	1/4	1	6	0	7	0	10 3/16	2	0	0	6	1	0	1	2 1/4	1	4	1	0	2	6 1/2	1	1/2	0.03	1.3
0 6	2	7 1/16	1	4 1/16	2	0	1	3 1/2	1	3 5/8	2	0	1	0	2	0	3	4 1/2	1	4	1	0	2	11 1/2	2	3	.05	3.9
0 9	2	10 5/8	1	1 1/2	2	10	1	3	1	10 1/8	2	0	1	0	3	3	4 1/2	1	4	1	0	3	6 1/2	2	3	.09	8.9	
1 0	4	6	3	0	4	4 7/8	2	0	2	9 1/4	3	0	2	0	3	0	9	1	8	1	3	4	10 3/4	2	3	.11	16.1	
1 6	4	9	3	2	4	7 1/3	2	6	3	4 3/8	3	0	2	0	3	0	9	1	8	1	3	5	6	2	3	.15	24.6	
2 0	5	0	3	4	4	10 7/8	3	0	3	11 1/2	3	0	2	0	3	0	9	1	8	1	3	6	1	2	3	.42	33.1	
3 0	5	6	3	8	5	4 3/4	4	0	5	1 7/16	3	0	2	0	3	0	9	1	8	1	3	7	3 1/2	2	3	.81	50.1	
4 0	6	0	4	0	5	10 3/8	5	0	6	4 1/4	3	0	2	0	3	0	9	2	0	1	6	8	10 3/4	2	3	1.3	67.9	
5 0	6	8	4	4	8	4 1/2	6	0	7	6 5/8	3	0	2	0	3	0	9	2	0	1	6	10	1 1/4	2	3	1.6	85.6	
6 0	7	0	4	8	6	10 3/8	7	0	8	9	3	0	2	0	3	0	9	2	0	1	6	11	3 1/2	2	3	2.6	103.5	
7 0	7	6	5	0	7	4 1/4	8	0	9	11 3/8	3	0	2	0	3	0	9	2	0	1	6	12	6	2	3	3.0	121.4	
8 0	8	0	5	4	7	10 1/6	9	0	11	1 3/4	3	0	2	0	3	0	9	2	0	1	6	13	8 1/4	2	3	3.5	133.5	



DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

A N E X O S

M. EN I. OCTAVIO CASTELLANOS LÓPEZ

NOVIEMBRE, 1985.

1

©

LAS LEYES CLÁSICAS DE LA SEDIMENTACIÓN SE APLICAN A LA SEDIMENTACIÓN DE PARTÍCULAS DISCRETAS, NO FLOCULENTAS, EN SUSPENSIONES DILUIDAS. LA SEDIMENTACIÓN DE UNA PARTÍCULA EN DICHAS SUSPENSIONES NO ES INTERFERIDA POR LA PRESENCIA DE OTRAS PARTÍCULAS QUE SEDIMENTAN Y ES UNA FUNCIÓN, SOLAMENTE, DE LAS PROPIEDADES DEL FLUIDO Y LA PARTÍCULA EN CUESTIÓN.

CUANDO UNA PARTÍCULA DISCRETA PASA A TRAVÉS DE UN MEDIO SUSPENDIDO, LA PARTÍCULA SE ACELERA DEBIDO A LA FUERZA GRAVITACIONAL HASTA QUE OBTIENE UNA VELOCIDAD TERMINAL. LA VELOCIDAD TERMINAL DEPENDE DEL TAMAÑO, FORMA Y GRAVEDAD ESPECÍFICA DE LA PARTÍCULA; LA VISCOSIDAD Y LA GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL LÍQUIDO; Y LA CANTIDAD Y CARACTERÍSTICAS DE LA MATERIA EN SUSPENSIÓN.

---

PREPARADO POR ING. OCTAVIO CASTELLANOS LÓPEZ

2

1

CUANDO UNA FUERZA EXTERNA CAUSA QUE UNA PARTÍCULA SE MUEVA A TRAVÉS DE UN FLUIDO, LA FUERZA RESULTANTE SOBRE LA PARTÍCULA ES:

$$F_R = F_G - F_B - F_D \quad (1)$$

DONDE

- $F_R$  = FUERZA RESULTANTE, Kg - FUERZA
- $F_G$  = FUERZA GRAVITACIONAL, Kg - FUERZA
- $F_B$  = FUERZA BOYANTE, Kg - FUERZA
- $F_D$  = FUERZA FRICCIONAL O DE ABRASION, Kg - FUERZA

LA FUERZA GRAVITACIONAL ESTA DADA POR

$$F_G = m \cdot g/g_c \quad (2)$$

DONDE

- $m$  = MASA DE LA PARTÍCULA, Kg MASA/ $m^3$
- $g$  = ACELERACIÓN DE LA GRAVEDAD, 9.8  $m/mg^2$
- $g_c$  = FACTOR DE CONVERSIÓN DE LA LEY DE NEWTON ( $9.8 \frac{m - Kg - MASA}{mg^2 - Kg - FUERZA}$ )

LA FUERZA BOYANTE

$$F_B = (\rho_f / \rho_s) (m g/g_c) \quad (3)$$

DONDE

- $\rho_f$  = DENSIDAD DEL FLUIDO, Kg-MASA/ $m^3$
- $\rho_s$  = DENSIDAD DE LA PARTÍCULA, Kg-MASA/ $m^3$

LA FUERZA DE ABRASION,  $F_{DS}$ , SOBRE UNA ESFERA ES UNA FUNCION DE LA VISCOSIDAD ABSOLUTA ( $\mu$ ), LA DENSIDAD DEL LÍQUIDO ( $\rho_l$ ), LA VELOCIDAD DE LA PARTÍCULA ( $u$ ), Y UNA DIMENSION CARACTERÍSTICA DE LA PARTÍCULA ( $d$ ); EJ.,

$$F_{Ds} = f(u, \mu, \rho_l, d) \quad (2)$$

LA ANTERIOR RELACIÓN FUNCIONAL PUEDE RESOLVERSE MEDIANTE ANÁLISIS ADIMENSIONAL (EJ. MÉTODO DE RAYLEIGH O PI<sup>DE</sup> BUCKINGHAM) PARA OBTENER LA RELACIÓN

$$F_{Ds} = C_D A_p \rho_l u^2 / 2g_c \quad (4)$$

DONDE

$$C_D = \text{COEFICIENTE DE ABRASQUE} [C_D = f(N_{Re})]$$

$A_p$  = ÁREA DE LA PARTÍCULA NORMAL A LA DIRECCIÓN DEL MOVIMIENTO,  $m^2$ .

$u$  = VELOCIDAD LINEAL DE LA PARTÍCULA,  $m/seg.$

LA FUERZA RESULTANTE PUEDE EXPRESARSE EN TÉRMINOS DE LA MASA DE LA PARTÍCULA Y DE UN TÉRMINO DE ACELERACIÓN.

HACIENDO,  $\frac{du}{dt}$  = ACELERACIÓN DE LA PARTÍCULA A TRAVÉS DEL FLUIDO.

$$\text{ENTONCES, } F_R = m/g_c (du/dt) \quad (5)$$

SUSTITUYENDO LAS ECS. 2, 3, 4 Y 5 EN 1, OBTENEMOS:

$$\frac{m}{g_c} \frac{du}{dt} = \frac{m g}{g_c} - \frac{\rho_l}{\rho_s} \cdot \frac{m g}{g_c} - \frac{C_D A_p \rho_l u^2}{2g_c}$$

$$\frac{du}{dt} = g \frac{(\rho_s - \rho_l)}{\rho_s} - \frac{C_D A_p \rho_l u^2}{2m} \quad (6)$$

CUANDO LA VELOCIDAD TERMINAL SE OBTIENE  $u = u_t$  Y  $du/dt = 0$  (S.S). ENTONCES:

$$u_t^2 = (2m / C_D A_p \rho_l) g \left( \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_s} \right) \quad (7)$$



SI LA FORMA Y ORIENTACIÓN DE LA PARTÍCULA EN LA DIRECCIÓN DEL MOVIMIENTO SE CONOCE, ENTONCES "A<sub>P</sub>" Y "m" PUEDEN EXPRESARSE COMO FUNCIONES DE UNA DIMENSIÓN CARACTERÍSTICA DE LA PARTÍCULA Y DE LA DENSIDAD DE PARTÍCULA.

PARA EL CASO DE UNA ESFERA:

$$A_P = \pi D_P^2 / 4$$

y

$$m = (\pi D_P^3 / 6) \rho_s$$

DONDE

D<sub>P</sub> = DIÁMETRO DE PARTÍCULA, m.

ENTONCES:

$$m/A_P = 2/3 (D_P \rho_s) \quad \text{⑧}$$

SUSTITUYENDO ⑧ EN ⑦ Y RESPETANDO U<sub>t</sub>, TENEMOS:

$$U_t = \left[ \frac{4}{3} \frac{g}{C_D} \left( \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l} \right) D_P \right]^{1/2} \quad \text{⑨}$$

DONDE,

U<sub>t</sub> = VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN TERMINAL, m/s

MEPIANTE EXPERIMENTACIÓN, C<sub>D</sub> SE HA RELACIONADO AL N<sub>RE</sub> COMO SE MUESTRA EN LA SIGUIENTE FIGURA:

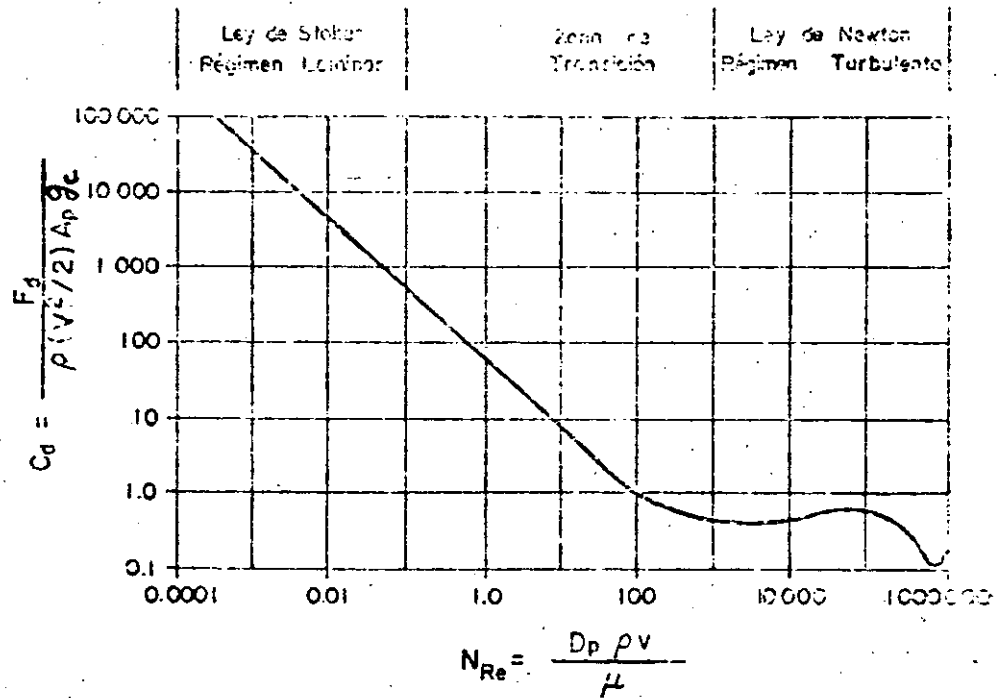


Fig. I.- COEFICIENTE DE ARRASTRE,  $C_d$ , PARA PARTICULAS ESFERICAS.

REGIMEN DE LA LEY DE STOKES ( $N_{Re} < 2$ )

$$C_D = 24 / N_{Re}$$

SUSTITUYENDO ESTA EC. EN LA EC. 9, LA CUAL ESTA DEFINIDA PARA ESFERAS, TENEAMOS:

$$U_t = D_p^2 (\rho_s - \rho_l) g / 18\mu \quad (10)$$

REGIMEN DE FLUJO INTERMEDIO ( $2 < N_{Re} < 500$ )

$$C_D = 24 / N_{Re} + 3 / N_{Re}^{1/2} + 0.34$$

ESTA ECUACION SE PUEDE RESOLVER SIMULTANEAMENTE CON LA EC. (9) PARA OBTENER UNA EXPRESION PARA  $U_t$  EN EL REGIMEN DE FLUJO INTERMEDIO.

REGIMEN DE LA LEY DE NEWTON ( $500 < N_{Re} < 2 \times 10^5$ )

$$C_D = 0.44$$

ENTONCES

$$U_t = \left[ 3.03 D_p (\rho_s - \rho_l) g / \rho_l \right]^{1/2} \quad (11)$$

PARA PARTICULAS NO ESFERICAS DEBEMOS EMPLEAR UN FACTOR DE FORMA LLAMADO ESFERICIDAD,  $\psi$

$$\psi = \frac{A_{ESFERA}}{A_{PARTICULA}} < 1.0$$

DONDE

$A_{PARTICULA}$  = AREA SUPERFICIAL DE UNA PARTICULA ARBITRARIAMENTE FORMADA,  $m^2$

$A_{ESFERA}$  = AREA SUPERFICIAL DE UNA ESFERA QUE TIENE EL MISMO VOLUMEN QUE LA PARTICULA DE FORMA ARBITRARIA,  $m^2$ .

$\psi$  = ESFERICIDAD, ADIMENSIONAL.

EL CALCULO DE LAS VELOCIDADES DE SEDIMENTACION TERMINAL POR LAS LEYES DE NEWTON, STOKES O INTERMEDIA ES VALIDO SOLAMENTE PARA SUSPENSIONES DILUIDAS; EJ.,  $E$  (PROPORCION DE VACIO)  $> 0.99$

PARA SISTEMAS MAS CONCENTRADOS, EL COEFICIENTE DE ARRASTRE ES MAS ALTO Y OTROS METODOS CORRELACIONALES DEBEN UTILIZARSE PARA DESCRIBIR VELOCIDADES DE CAIDA LIBRE. EN APLICACIONES EN TRATAMIENTO DE AGUAS, SIN EMBARGO, LAS SUSPENSIONES SON MUY DILUIDAS Y LOS CALCULOS ANTERIORES SE APLICAN. MAS AUN, EN MUCHAS SITUACIONES SE PUEDE CAER EN EL AMBITO DE STOKES Y ALGUNAS EN EL DE TRANSICION.

SUSTITUIR ESTAS HOJAS NUMERADAS 10 Y 15 POR LAS QUE ESTAN EN EL TEMA TANQUES DE SEDIMENTACION (10 Y 15)

se equilibra contra el deterioro en la eficiencia de la sedimentación.

### 5.5 Licor Sobrenadante.

El sobrenadante de los tanques de digestión de lodos impone una carga adicional sobre los tanques de sedimentación y sobre el proceso total. Práctica común es agregar el sobrenadante directamente al proceso secundario a tasas bajas controladas, donde no ejerce efectos perjudiciales. La adición del filtrado procedente de los filtros al vacío y del sobrenadante procedente del proceso de elutriación a los tanques de sedimentación, aparentemente, no presenta problemas serios debido a que la proporción del flujo procedente de estos procesos al flujo total es muy bajo usualmente.

### 5.6 Tasas de Carga Superficial.

Actualmente, los tanques de sedimentación se diseñan en base a la tasa de carga superficial para el flujo promedio. La selección de la tasa de carga superficial que se usará en el diseño es cuestión de análisis y experiencia. Los estándares de los diez estados incluyen las siguientes recomendaciones:

- Tanques de sedimentación primaria: Los tanques de sedimentación primaria sin tratamiento secundario no deben exceder tasas de carga superficial de  $24.45 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{día}$ , para gastos de diseño de  $3.78 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{día}$  o menores.

Tasas mayores pueden permitirse en plantas más grandes.

- Tanques de sedimentación intermedios. Estos tanques no

TABLA 3.

INFORMACION TIPICA ADICIONAL DE DISEÑO PARA TANQUES DE  
SEDIMENTACION PRIMARIA

ITEM	VALOR			
	AMBITO		TIPICO	
<b>Sedimentación primaria seguida de tratamiento secundario</b>				
Tiempo de retención, h	1.5	a	2.5	2.0
<sup>1</sup> Tasa de carga superficial, m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	32	a	48	
<sup>2</sup> Tasa de carga superficial, m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	80	a	120	100
Tasa del vertedor, m <sup>3</sup> /m.dfa	125	a	500	250
<b>Sedimentación primaria con retorno de lodo activado residual.</b>				
Tiempo de retención, h	1.5	a	2.5	2.0
<sup>1</sup> Tasa de carga superficial, m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	24	a	32	
<sup>2</sup> Tasa de carga superficial, m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	48	a	70	60
Tasa del vertedor, m <sup>3</sup> /m. dfa	125	a	500	250
<sup>1</sup> Flujo promedio.	<sup>2</sup> Flujo máximo.			

5.11 Velocidad de resuspensión de los lodos del fondo.

La velocidad de resuspensión es importante en la operación de los tanques de sedimentación. Las fuerzas que actúan sobre las partículas sedimentadas son causadas por la fricción del agua que fluye sobre las partículas. Aquí, las velocidades horizontales deben mantenerse lo suficientemente bajas para que las par-

Las leyes clásicas de la sedimentación se aplican a la sedimentación de partículas discretas, no floculentas, en suspensiones diluidas. La sedimentación de una partícula en dichas suspensiones no es interferida por la presencia de otras partículas que sedimentan y es una función, solamente, de las propiedades del fluido y la partícula en cuestión.

Cuando una partícula discreta pasa a través de un medio suspendido, la partícula se acelera debido a la fuerza gravitacional hasta que obtiene una velocidad terminal. La velocidad terminal depende del tamaño, forma y gravedad específica de la partícula; la viscosidad y la gravedad específica del líquido; y la cantidad y características de la materia en suspensión.

CUANDO UNA FUERZA EXTERNA CAUSA QUE UNA PARTÍCULA SE MUEVA A TRAVÉS DE UN FLUIDO, LA FUERZA RESULTANTE SOBRE LA PARTÍCULA ES:

$$F_R = F_G - F_B - F_D \quad (1)$$

DONDE

$F_R$  = FUERZA RESULTANTE, Kg - FUERZA

$F_G$  = FUERZA GRAVITACIONAL, Kg - FUERZA

$F_B$  = FUERZA BOYANTE, Kg - FUERZA

$F_D$  = FUERZA FRICIONAL O DE ARRASTRE, Kg - FUERZA

LA FUERZA GRAVITACIONAL ESTA DADA POR

$$F_G = m \ g/g_c \quad (2)$$

$m$  = MASA DE LA PARTÍCULA, Kg - MASA/ $m^3$

$g$  = ACELERACION DE LA GRAVEDAD, 9.8 m/ $seg^2$

$g_c$  = FACTOR DE CONVERSION DE LA LEY DE NEWTON ( $9.8 \frac{m}{seg^2} = \frac{kg - MASA}{m^2} = kg - FUERZA$ )

LA FUERZA BOYANTE

$$F_B = (\rho_f / \rho_s) (m \ g/g_c) \quad (3)$$

DONDE

$\rho_f$  = DENSIDAD DEL FLUIDO, Kg - MASA/ $m^3$

$\rho_s$  = DENSIDAD DE LA PARTÍCULA, Kg - MASA/ $m^3$

LA FUERZA DE ARRASTRE,  $F_{DS}$ , SOBRE UNA ESFERA ES UNA FUNCION DE LA VISCOSIDAD ABSOLUTA ( $\mu$ ), LA DENSIDAD DEL LIQUIDO ( $\rho_L$ ), LA VELOCIDAD DE LA PARTÍCULA ( $U$ ), Y UNA DIMENSION CARACTERÍSTICA DE LA PARTÍCULA ( $d$ ): ET.



$$F_{Ds} = f(u, \mu, \rho_l, d) \quad 12$$

LA ANTERIOR RELACION FUNCIONAL QUEDE RESOLVERSE MEDIANTE ANALISIS ADIMENSIONAL (MÉTODOS DE RAIEIGH O PI<sup>DE</sup> BUCKINGHAM) PARA OBTENER LA RELACION

$$F_{Ds} = C_D A_p \rho_l u^2 / 2g_c \quad (4)$$

DONDE

$$C_D = \text{COEFICIENTE DE "ARRASTRE"} [C_D = f(N_{Re})]$$

$A_p$  = AREA DE LA PARTÍCULA NORMAL A LA DIRECCIÓN DEL MOVIMIENTO,  $m^2$ .

$u$  = VELOCIDAD LINEAL DE LA PARTÍCULA,  $m/seg$ .

LA FUERZA RESULTANTE DEBE EXPRESARSE EN TÉRMINOS DE LA MASA DE LA PARTÍCULA Y DE UN TÉRMINO DE ACELERACIÓN.

HACIENDO,  $\frac{du}{dt}$  = ACELERACIÓN DE LA PARTÍCULA A TRAVÉS DEL FLUIDO.

$$\text{ENTONCES, } F_R = m/g_c (du/dt) \quad (5)$$

SUSTITUYENDO LAS ECS. 2, 3, 4 Y 5 EN 1, OBTENEMOS:

$$\frac{m}{g_c} \frac{du}{dt} = \frac{m g}{g_c} - \frac{\rho_l}{\rho_s} \cdot \frac{m g}{g_c} - \frac{C_D A_p \rho_l u^2}{2g_c}$$

$$\frac{du}{dt} = g \frac{(\rho_s - \rho_l)}{\rho_s} - \frac{C_D A_p \rho_l u^2}{2m} \quad (6)$$

CUANDO LA VELOCIDAD TERMINAL SE OBTIENE  $u = u_t$  Y  $du/dt = 0$  (S.S.). ENTONCES:

$$u_t^2 = \left( \frac{2m}{C_D A_p \rho_l} \right) g \left( \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_s} \right) \quad (7)$$

SI LA FORMA Y ORIENTACION DE LA PARTICULA EN LA DIRECCION DEL MOVIMIENTO SE CONOCE, ENTONCES "A<sub>P</sub>" Y "m" QUEDEN EXPRESARSE COMO FUNCIONES DE UNA DIMENSION CARACTERISTICA DE LA PARTICULA Y DE LA DENSIDAD DE PARTICULA.

PARA EL CASO DE UNA ESFERA:

$$A_P = \pi D_P^2 / 4$$

y

$$m = (\pi D_P^3 / 6) \rho_s$$

DONDE

D<sub>P</sub> = DIÁMETRO DE PARTICULA, m.

ENTONCES:

$$m/A_P = 2/3 (D_P \rho_s)$$

(8)

SUSTITUYENDO (8) EN (7) Y RESPETANDO U<sub>t</sub>, TENEMOS:

$$U_t = \left[ \frac{4}{3} \frac{g}{C_D} \left( \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l} \right) D_P \right]^{1/2}$$

(9)

DONDE,

U<sub>t</sub> = VELOCIDAD DE SEDIMENTACION TERMINAL, m/seg

MEDIANTE EXPERIMENTACION, C<sub>D</sub> SE HA RELACIONADO AL N<sub>RE</sub> COMO SE MUESTRA EN LA SIGUIENTE FIGURA:

REGIMEN DE LA LEY DE STOKES (NR1 < 2)

$$C_D = 24 / NR_1$$

SUSTITUYENDO ESTA EC. EN LA EC. 9, LA CUAL ESTA DEFINIDA PARA ESFERAS, TENEMOS:

$$u_t = D_p^2 (P_s - P_l) g / 18\mu \quad (10)$$

REGIMEN DE FLUJO INTERMEDIO (2 < NR1 < 500)

$$C_D = 24 / NR_1 + 3 / NR_1^{1/2} + 0.34$$

ESTA ECUACION SE PUEDE RESOLVER SIMULTANEAMENTE CON LA EC. 9 PARA OBTENER UNA SOLUCION PARA  $u_t$  EN EL REGIMEN DE FLUJO INTERMEDIO.

REGIMEN DE LA LEY DE NEWTON (500 < NR1 < 2 x 10<sup>5</sup>)

$$C_D = 0.44$$

ENTONCES

$$u_t = \left[ 3.03 D_p (P_s - P_l) g / \rho \mu \right]^{1/2} \quad (11)$$

PARA PARTICULAS NO ESFERICAS DEBEMOS EMPLEAR UN FACTOR DE FORMA LLAMADO ESFERICIDAD,  $\psi$

$$\psi = \frac{A_{\text{ESFERA}}}{A_{\text{PARTICULA}}} < 1.0$$

ENTONCES

$A_{\text{PARTICULA}}$  = AREA SUPERFICIAL DE UNA PARTICULA ARBITRARIAMENTE FORMADA, m<sup>2</sup>

$A_{\text{ESFERA}}$  = AREA SUPERFICIAL DE UNA ESFERA QUE TIENE EL MISMO VOLUMEN QUE LA PARTICULA DE FORMA ARBITRARIA, m<sup>2</sup>

$\psi$  = ESFERICIDAD, ADIMENSIONAL

EL CALCULO DE LAS VELOCIDADES DE SEDIMENTACION TERMINAL POR LAS LEYES DE NEWTON, STOKES O INTERMEDIA ES VALIDO SOLAMENTE PARA SUSPENSIONES DILUIDAS; ES, E (PROPORCION DE VACIO) > 0.99.

PARA SISTEMAS MAS CONCENTRADOS, EL COEFICIENTE DE ARRASTRE ES MAS ALTO Y OTROS  
 METODOS CORRELACIONALES DEBEN UTILIZARSE PARA DESCRIBIR VELOCIDADES DE CAIDA LIBRE. EN  
 SITUACIONES EN TRATAMIENTO DE AGUAS, SIN EMBARGO, LAS SUSPENSIONES SON MUY  
 DILUIDAS Y LOS CALCULOS ANTERIORES SE APLICAN. MAS AUN, EN MUCHAS SITUACIONES  
 REALES CAEN EN EL AMBITO DE STOKES Y ALGUNAS EN EL DE TRANSICION.



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES INDUSTRIALES Y REUSOS

METODOLOGIA PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA  
DE OXIGENO

Octavio Castellanos L.

NOVIEMBRE, 1985.

## METODOLOGIA PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE OXIGENO, $OC$ .

Octavio Castellanos L., Dolores Guerra A. y Ma. Magdalena Centú G.  
Departamento de Sistemas de Tratamiento de Bajo Costo  
CIECCA, DGPOE, SARH, México, D. F.

### ANTECEDENTES.

Todos los gases de la atmósfera son solubles en agua hasta un cierto grado. El nitrógeno y el oxígeno se clasifican como ligeramente solubles. Debido a que ambos no reaccionan con el agua químicamente, su solubilidad es directamente proporcional a sus presiones parciales. Por lo tanto, la ley de Henry puede usarse para calcular las cantidades presentes en saturación a cualquier temperatura. La solubilidad de ambos disminuye en aguas salinas. La solubilidad del oxígeno en el agua varía de 14.6 mg/l a 0° C a aproximadamente 7 mg/l a 35° C, bajo 1 atm de presión. Además, su solubilidad varía directamente con la presión atmosférica para cualquier temperatura dada. Esto es, a mayor altitud menos soluble es en el agua.

Debido a que la velocidad de oxidación biológica se incrementa con la temperatura, condiciones de alta temperatura son de gran interés para el ingeniero ambiental. A altas temperaturas, la demanda de oxígeno se incrementa y el oxígeno disuelto es menos soluble. Así, la mayoría de los problemas relacionados con una deficiencia del oxígeno disuelto ocurren durante los meses de verano cuando las temperaturas son altas y la solubilidad del oxígeno es mínima. Consecuentemente, la baja solubilidad del oxígeno

2

es el factor primordial que limita la capacidad de purificación de las aguas naturales durante esta época, requiriéndose en este caso un tratamiento de las aguas residuales antes de descargarse a las corrientes receptoras. De igual forma, en los procesos de tratamiento biológico aerobio, la limitada solubilidad del oxígeno es muy importante debido a que controla la velocidad a la cual el oxígeno se absorbe en el medio y el costo de la aereación.

**ANALISIS Y DESARROLLO.**

La cantidad de oxígeno requerido por día es uno de los parámetros básicos a determinar en el diseño de los procesos biológicos aerobios. Esta cantidad debe calcularse con la mayor exactitud posible, ya que si es menor afectará la eficiencia de remoción de materia orgánica del proceso. En caso contrario, los costos del tratamiento aumentarán. El oxígeno requerido podrá suministrarse por medio de difusores, de aeradores mecánicos superficiales, etc. Para el caso de aeradores mecánicos superficiales, la ecuación de diseño es la siguiente:

$$N = N_0 \frac{C_{sw} - C_L}{C_{20}} (1.024)^{T-20} \alpha \quad (1)$$

donde

N = Kg de O<sub>2</sub> transferidos por hora y por Hp en condiciones de campo.

N<sub>0</sub> = Kg de O<sub>2</sub> transferidos por hora y por Hp en condiciones normales.

3

$C_{sw}$  = Concentración de saturación de O.D. en el agua de desecho a la temperatura y altitud de diseño, mg/l.

$C_L$  = Concentración deseada de O.D. en la cámara de aeración, mg/l.

$C_{20}$  = Concentración de saturación de O.D. en el agua a 20°C y al nivel del mar, mg/l.

$T$  = Temperatura del agua de desecho a las condiciones de campo.

$\alpha$  = Coeficiente de transferencia de oxígeno.

De dicha ecuación se ve que todas las variables pueden definirse fácilmente, excepto  $\alpha$ . El valor de  $N_0$  debe ser proporcionado por el fabricante del equipo. Así, tenemos que todo se concentra en la determinación de  $\alpha$ . El coeficiente de transferencia de oxígeno ha sido definido como la proporción entre  $K_{La}$  del agua residual o del lodo activado y  $K_{La}$  del agua de la llave, determinados, en ambos casos, en el mismo sistema de aeración y operados en idénticas condiciones. Sistemas de aeración de laboratorio, piloto o prototipo pueden emplearse para determinar  $\alpha$ . Si sistemas de aeración de laboratorio o piloto se utilizan, es importante que se opere bajo regímenes turbulentos que se asemejen a aquellos que se encuentran en las aplicaciones reales. Solamente, entonces, un valor de  $\alpha$  adecuado podrá determinarse.

Determinación del  $K_{La}$  del agua de la llave. Primeramente, se lava el reactor "batch" que se va a usar y se llena con agua de la llave has



4

ta un cierto nivel. Se coloca el aparato mezclador a las condiciones propias de operación. Así mismo, se coloca un medidor de oxígeno disuelto previamente calibrado, con su electrodo de membrana dentro del reactor, a una cierta profundidad. A continuación, se prende el aparato de aeración para asegurar un buen mezclado de los reactivos y se procede a deaerear el agua de la llave contenida en el reactor hasta una concentración de O.D. cercana a cero, para lo cual, existen dos métodos. En el primero, podemos disolver cloruro de cobalto o sulfato de cobalto en el agua del reactor, 9.5 g por m<sup>3</sup> de agua, el cual actúa como catalizador. Después, se agrega al reactor cantidades suficientes de sulfito de sodio hasta que el O.D. del agua sea aproximadamente cero. En el segundo, colocamos en la parte central del fondo del reactor una tubería de plástico para suministrar gas nitrógeno. En este caso, la deaeración se efectúa por medio de la desorción del O.D. con nitrógeno hasta una concentración de aproximadamente cero. Una vez deaerada el agua de la llave, se procede a aerarla por medio del funcionamiento del aparato mezclador y del suministro de aire a través de una tubería de plástico colocada en la parte central del fondo del reactor (i.e. sistema de aeración). Al mismo tiempo, se empieza a medir el incremento de O.D. cada 5 seg. hasta alcanzar el equilibrio y/o la saturación. Una vez hecho esto, se procede a graficar el  $\ln (C_s - C)$  versus tiempo en segundos. Por estos puntos, se traza la recta de mejor ajuste y se determina el valor de su pendiente. El valor absoluto de ésta será, entonces, la  $K_1a$  correspondiente al agua de la llave.

5

Determinación de  $K_{1a}$  del agua residual o del lodo activado. Primeramente, se lava el reactor "batch" que se va a usar y se llena con agua residual o con lodo activado hasta un cierto nivel, manteniendo el sistema de aeración prendido (i.e. mezclador y suministro de aire). En este caso, se deberá utilizar el mismo sistema empleado anteriormente, operando a las mismas condiciones. A continuación, se agrega glucosa al sistema y se deja que se mezcle. Después, se apaga el sistema de aeración y se mide la disminución del O.D. en el reactor. En el primer minuto, se mide el O.D. a intervalos de 0.25 min. En los 15 minutos siguientes, el intervalo será de 0.5 min. En los minutos restantes, esto es, hasta que el O.D. descienda a aproximadamente 2.0 mg/l el intervalo a emplear será de 1 min. Ahora, si graficamos la disminución del O.D. en el sistema versus el tiempo que tomó para llevarse a cabo, obtenemos que el valor absoluto de su pendiente es  $rx$ . Tan pronto como el O.D. del sistema, a causa de la adición de la glucosa, alcance los 2 mg/l, se reanuda la aeración. En este caso, el intervalo a emplear será de 5 seg hasta que se alcance el equilibrio. Si graficamos el O.D. medido una vez que se reinicia la aeración hasta que se alcanza el equilibrio versus el tiempo que dura ésta obtenemos una curva. Para concentraciones de O.D. dadas, trazamos tangentes sobre dicha curva, obteniéndose de éstas valores para  $dc/dt$ . Graficando los valores de O.D. correspondientes a cada punto tangentes o a cada  $dc/dt$  versus  $(dc/dt + rx)$ , obtenemos una recta donde la ordenada al origen será  $C_{sw}$  y el valor absoluto de la pendiente será  $1/K_{1a}$ . De esta for-

6

ma, determinamos  $K_{1a}$  para el lodo activado.

Determinación del coeficiente de transferencia de oxígeno,  $\alpha$ .

Una vez determinado  $K_{1a}$  para el lodo activado y  $K_{1a}$  para el agua de la llave, se determina  $\alpha$  dividiendo el primero por el segundo. A continuación, se podrá determinar  $N$ , la velocidad de transferencia de oxígeno a condiciones de campo, mediante la ec. 1. Finalmente, la potencia total requerida se obtiene dividiendo los requerimientos de oxígeno por la velocidad de transferencia de oxígeno a condiciones de campo.

#### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

Las siguientes conclusiones y recomendaciones pueden hacerse con respecto a la determinación del coeficiente de transferencia de oxígeno,

El valor de  $\alpha$  puede esperarse que aumente o disminuya durante el transcurso de una bio-oxidación, aproximándose a la unidad, debido a que los materiales de superficie activa que afectan la velocidad de transferencia pueden ser removidos en el proceso biológico, fig. 1.

La determinación de  $\alpha$  debe efectuarse en un lodo activado que tenga las mismas características del que se espera tener o se tiene en el sistema de tratamiento a estudiar.

El sistema experimental a emplear deberá operar, estrictamente, a las mismas condiciones en la determinación del  $K_{1a}$  del agua de la llave

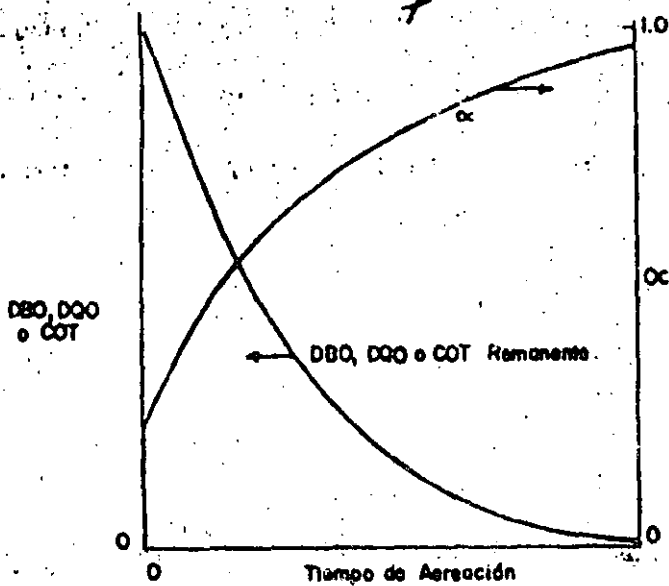


FIG. 1. Cambio del coeficiente de transferencia de oxígeno,  $\alpha$ , en un proceso biológico de oxidación.

-112-

y del  $K_{la}$  del lodo activado.

En la determinación del  $K_{la}$  del agua de la llave deberá utilizarse, siempre que sea posible, nitrógeno gas.

#### RECONOCIMIENTOS

Este trabajo forma parte de las actividades de investigación que lleva a cabo la Dirección General de Protección y Ordenación Ecológica de la SARH, por conducto de la Subdirección de Investigación y Entrenamiento.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.

1. Keinath, T.M. "Direct Comunication", Clemson, South Carolina, (1976).
2. "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater".  
14 th Ed., Amer. Pub. Health Assn., Washington, D.C. (1976).
3. Metcalf & Eddy, Inc. "Wastewater Engineering: Collection, Treatment,  
Disposal.", McGraw Hill Book Co., New York, N.Y.
4. Sawyer, C.N., and McCarty, P.L. "Chemistry for Sanitary Engineers".  
McGraw Hill Book Co., Tokyo (1967).
5. Castellanos, O., y González, C., "Diseño de un Reactor de Mezcla-  
do Completo Aplicable a Pruebas de Tratabilidad de Aguas Residuales."  
Primer Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, México  
(1978).
6. Eckenfelder, W.W., Jr. "Industrial Water Pollution Control." Mc  
Graw Hill Book Co., New Yor (1966).
7. Eckenfelder, W.W., Jr. and Ford, D.L. "Water Pollution Control:  
Experimental Procedures for Process Design.", Jenkins Publishing  
Company, Austin and New York (1970).
8. Zeevalkink, J.A., Kelderman, P., Visser, D.C., and Boelhouwer, C.  
"Physical Mass Transfer in a Rotating Disc Gas-Liquid Contactor",  
Water Research, 13, 913-919 (1979).



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

FILTRACION EN MEDIOS GRANULARES, CLASIFICACION, VARIABLES DEL FENOMENO

MECANISMOS DE REMOCION, FILTRACION DE AGUAS RESIDUALES

M. EN I. GASTÓN MENDOZA GÁMEZ

NOVIEMBRE, 1985.

## F I L T R A C I O N

Es la operación unitaria en la que se hace pasar un flujo de agua a través de un medio poroso, removiéndose las partículas en estado de suspensión ó coloidal. El medio poroso puede estar constituido por un lecho simple (arena), lecho doble (arena y antracita), lecho múltiple (arena, antracita y granate), tierra diatomacea, ú otras combinaciones.

Se hace referencia a un filtro por la velocidad de filtración, teniéndose: filtración lenta, y filtración rápida con dos variantes, convencional y alta.

La aplicación del flujo se hace por gravedad, en sentido ascendente ó con doble flujo, gravedad y ascendente, pasando del grano fino al grueso, ó del grueso al fino.

A medida que se va reteniendo la materia en suspensión ó en estado coloidal, el lecho se va tapando, aumentando la resistencia al flujo, por lo que es necesario limpiarlo. Usualmente se hace la limpieza aplicando agua en sentido ascendente, a alta velocidad ó utilizando aire y agua. Después de esto, el filtro está en condiciones de iniciar la operación.

La filtración es básica en el tratamiento de agua para usos municipales, y en la actualidad se ha incorporado ampliamente como tratamiento terciario de aguas negras, tratamiento que es una consecuencia de la sabia política del uso múltiple del agua.

## Conceptos recientes de la filtración.

Históricamente el proceso de la filtración se ha desarrollado como sigue:

- 1829 Aplicación de la filtración lenta en arena por James Simpson en Inglaterra, como barrera única.
- 1859 Londres adopta los filtros lentos de arena.
- 1893 Epidemias en Hamburgo, Altona y Wandsbeck dan consistencia a la filtración como medio de tratamiento.
- 1897 G.W. Fuller estandariza la filtración rápida en arena con capacidad demostrada para aplicarlos como única barrera.
- 1910 La cloración reemplaza a la filtración como barrera principal contra las enfermedades.
- 1920-1950 Desarrollo del tratamiento químico con coagulación, floculación, sedimentación.
- 1950-1970 Desarrollo de la filtración con diatomáceas y principales modificaciones a los filtros rápidos de arena.

Hay dos tendencias opuestas actuales, una es la de eliminar los filtros haciendo los sólidos más sedimentables, y la otra, es la de aplicar cargas mayores a los filtros haciendolos sólidos más filtrables.

El hacer los sólidos más sedimentables prácticamente tiene un límite en aguas de baja turbiedad, siendo en ocasiones necesario filtrar aguas sedimentadas con mayor turbiedad que la de las aguas turbias, además las



aguas superficiales pueden estar contaminadas con quistes de endamoeba hystolítica que son altamente resistentes a la cloración por lo que la filtración tiene decisiva participación en el tratamiento. La segunda tendencia parece más lógica y es la que se está llevando a la práctica actualmente con la intención de reducir los costos de inversión inicial de las plantas, reduciendo ó eliminando en ciertos casos la floculación y sedimentación y aumentando las tasas de filtración y el volumen de agua filtrada por ciclo.

La filtración rápida convencional utiliza un medio de arena ó antracita, con flujo en la dirección del material fino al grueso, y velocidades entre 120 y 180 m/dfa. En esta práctica, el agua se acondiciona en el pretratamiento, esto es, coagulación, floculación y sedimentación, para que el filtro realice su función con agua de la mejor calidad posible. El material removido se encuentra entre los 15 cm superiores del lecho, teniéndose un aumento rápido en la pérdida de carga en esa zona, quedando ocioso el resto del espesor.

La aplicación del filtro convencional se ha hecho con base en las teorías físicas que consideran la mayoría de ellas, las características del lecho del filtro (diámetro,  $d_c$ ), el método de operación (tasa de filtración,  $v$ ) y la suspensión a filtrar (temperatura del agua).

Se ha partido de las ecuaciones de Iwasaki (1):

$$\frac{\partial c}{\partial L} = - \lambda c \quad (1)$$

$$y \frac{\partial \sigma}{\partial t} - \frac{v}{(1 - f_{\sigma})} \frac{\partial c}{\partial L} = 0 \quad (2)$$

La ecuación (1) expresa la tasa de remoción de la suspensión como una función de primer orden de la concentración de la suspensión  $C$ . -  $\lambda$  es un coeficiente de proporcionalidad, llamado coeficiente del filtro y que es variable con respecto al tiempo y espacio.

Esta ecuación es evidente para un medio uniforme y una suspensión homogénea.

La ecuación (2) está basada en un balance de masa y establece que la tasa del material acumulado en el filtro,  $\frac{\partial \sigma}{\partial t}$ , es igual a la tasa de remoción de la suspensión,  $\frac{\partial C}{\partial L}$ , en donde:  $C$  es la concentración de la suspensión, en unidades de volumen,  $\sigma$  es el volumen específico del depósito por unidad de volumen de filtro,  $L$  es el espesor del filtro,  $t$  es el tiempo de filtración,  $v$  es la velocidad superficial de filtración y  $f_\sigma$  es la porosidad del material depositado.

La ecuación (2) considera que la densidad y la porosidad del material depositado no cambia durante el ciclo de filtración, siendo en realidad variables y totalmente inciertos estos parámetros.

Ives propuso una expresión que señala la alteración del coeficiente del filtro por el material depositado.

$$\lambda = \lambda_0 + k\sigma - \frac{\phi \sigma^2}{f_0 - \sigma} \quad (3)$$

$\lambda_0$  y  $f_0$  son los valores iniciales del coeficiente de filtración y la porosidad media respectivamente,  $k$  y  $\phi$  son constantes.

Ives (2) experimentó con esferas de PVC de 1.3 micras pasándolas a través de arenas uniformes de varios tamaños y determinó que el coeficiente  $\lambda$  al inicio de la filtración es inversamente proporcional a  $v$ ,  $d_c$  y  $\mu$ . Siendo los coeficientes dependientes de las características de la suspensión y el lecho no se pueden considerar estas expresiones como un método práctico para evaluar una suspensión y un medio dados sin ensayos exhaustivos de laboratorio.

#### Mecanismos de la Filtración.

La remoción de partículas suspendidas en un lecho filtrante tiene lugar por dos fenómenos separados, distintos y subsecuentes: Transporte y adhesión. Las partículas se mueven a través de distancias más o menos grandes por un proceso físico-hidráulico (transporte) antes de alcanzar la superficie filtrante, y una vez alcanzada deben adherirse con la suficiente energía para resistir la fuerza de corte del líquido en movimiento. La adhesión es un proceso químico influenciado por parámetros físicos y químicos.

Según Yao y O'Melia (3) los mecanismos que afectan el transporte de partículas esféricas son la sedimentación, la intercepción y la difusión, siendo la difusión dominante en el transporte de las partículas más pequeñas, y la sedimentación é intercepción para las más grandes.

En un principio O'Melia y Stumm (4) desarrollaron unas relaciones en que la difusión y la intercepción influyen en la eficiencia y en el coeficiente del

filtro, teniéndose proporcionalidad entre  $\lambda$  y las siguientes características: el diámetro de la partícula, el diámetro del lecho y la velocidad superficial de filtración. Esta proporcionalidad difiere de la establecida por Ives.

La adhesión de una partícula suspendida en la interfase sólido-líquido que presenta el filtro se atribuye a dos fenómenos que tienen interés teórico y significancia práctica y que se aplican en la coagulación de suspensiones, a saber:

- 1) La acción recíproca de las fuerzas electrostáticas y de Van der Waals en la doble capa de los granos del medio.
- 2) La unión química de la partícula y la superficie del medio por medio de un material de enlace.

Este planteamiento señala a la filtración como un caso especial de floculación en que algunas partículas están fijas y otras en suspensión.

En el modelo de la doble capa al iniciarse el ciclo de filtración, la superficie del medio tiene carga negativa y las partículas pueden tener carga negativa si se hace la filtración sin coagulación, ejemplo: filtración lenta; carga positiva, si ha tenido lugar un pretratamiento con coagulación con el resultado de una acción predominante del hidróxido del metal; y carga neutra, cuando la carga de la partícula está en ó cercana al punto isoeléctrico.

En el primer caso, se tiene una acción predominante de las fuerzas electrostáticas sobre las de Van der Waals, pero a pesar de ello hay cierta penetración de la doble capa, debida más que nada a que a valores bajos de pH, algunas arcillas tienen regiones tanto positivas como negativas. En el segundo caso, se han sumado las fuerzas de Van der Waals y las electrostáticas lográndose un rápido transporte y adhesión de las partículas. La filtración es eficiente al inicio, pero dependiendo de la carga positiva de las partículas, tendrá lugar en mayor ó menor grado una acumulación de ellas sobre la superficie, haciéndola positiva, con lo que la eficiencia de remoción disminuye. En el último caso, la doble capa no existe teniéndose una adhesión y una filtración eficientes hasta el momento en que la acumulación de partículas se hace excesiva, incrementándose rápidamente la pérdida de carga.

Se considera que la mejor condición es la de que la partícula tenga una ligera carga negativa como han señalado en sus investigaciones de floculación Langelier, Black y otros.

El modelo de enlace postula la interacción química entre la partícula coagulada y la superficie del medio por intercambio iónico, por unión del hidrógeno ó por la formación de cadenas. Los polielectrolitos catiónicos han demostrado gran capacidad para coagular suspensiones de arcilla y sílice.

El efecto sucesivo del transporte y la adhesión en la filtración comprobado en investigaciones ha llevado a la innovación de usar filtración en sentido del grano grueso al fino, con flujo ascendente ó

descendente a través de medios con densidad en aumento, con lo que se aprovecha casi en su totalidad el espesor del lecho teniéndose una distribución más uniforme del depósito y por tanto un aumento en el tiempo para alcanzar el límite de la pérdida de carga.

La pérdida de carga durante la filtración la ha relacionado Mintz (5) en función del depósito  $\sigma$ :  $i =$

$$i_0 \left[ \frac{f_0}{f_0 - \sigma} \right]^3 \times \left[ \frac{1 - \frac{f_0}{f_0}}{\sigma + 1 - \frac{f_0}{f_0}} \right]^{2/3}$$

El gradiente hidráulico es un mínimo cuando se tiene un depósito uniforme en todo el espesor del filtro.

Un valor del mínimo costo del producto se tiene cuando el tiempo para alcanzar el límite de pérdida de carga ( $t_2$ ) es igual al tiempo en que empieza a pasar turbiedad en el efluente ( $t_1$ ). Mintz establece una correlación empírica, expresando el tiempo en que comienza a pasar turbiedad como:

$$t_1 = k \frac{\sigma_L \cdot \rho_s}{v \cdot c_0} \left[ L - \frac{F(c_L)}{\lambda_0} \right]$$

siendo  $\lambda_0 \propto v^{-0.7} d_c^{-1.7}$   $\sigma_L$  es el valor límite del depósito específico,  $F(c_L)$  es un parámetro adimensional relacionado con la turbiedad límite del efluente y  $\rho_s$  es la densidad del depósito.

La relación de  $t_1$  y  $t_2$  se ilustra con la dosificación de un polielectrolito catiónico a una suspensión de arcilla influente a un lecho con dos medios filtrantes. Con dosis de 0.5 mg/l la suspensión tiene un valor de  $\lambda$

relativamente bajo, una pérdida de carga baja y una turbiedad efluente mayor que la deseada. A una dosis de 0.75 mg/l se mejora la remoción, incrementándose la pérdida de carga rápidamente en el curso de la carrera. Con 1 mg/l es mejor aún el funcionamiento, llegando a ser excesiva la pérdida de carga en 15 horas. Este ejemplo ilustra el hecho de que se debe balancear la operación de un filtro para optimizar los resultados.

Para que el gradiente hidráulico permanezca constante en un medio graduado, el depósito específico  $\sigma$  debe llevar una relación directa con el tamaño del medio, es decir, más depósito en los poros más grandes, manteniendo un gradiente hidráulico constante a través de la profundidad del lecho, la pérdida de carga total se minimiza siendo factibles velocidades de filtración más altas. La remoción de la turbiedad remanente de las capas gruesas se hará en la zona de medio más fino y por tanto más eficiente.

El problema práctico de la filtración se puede plantear considerando las concentraciones de la turbiedad ó color de las aguas crudas. Aguas con turbiedad alta o variable se deben coagular, flocular y sedimentar para reducir la carga de partículas en el influente a los filtros. Aguas con baja turbiedad se pueden filtrar directamente acondicionando previamente la suspensión con un coagulante metálico y/o un polielectrolito. En ambos casos se puede filtrar de un medio grueso a uno fino con altas tasas.

La diversidad de resultados en las experiencias hechas con base a considerar a la filtración como una combinación de transporte y adhesión de las partículas, diversidad debida al empleo de distintas suspensiones y distintos medios, hace surgir la recomendación de que en cada caso particular se obtengan los parámetros de diseño preferentemente a partir de estudios en plantas piloto, aspecto que no se ha desarrollado en nuestro país pero que se considera ya es el momento de iniciarlo.

#### APLICACION EN AGUAS RESIDUALES

El proceso de filtración es una de las alternativas que se consideran en los esquemas de tratamiento de aguas residuales, como paso ulterior de procesos biológicos o fisicoquímicos. Así, si el efluente de un tratamiento secundario biológico tiene una calidad de DBO = 30 ppm y SS = 30 ppm, se puede esperar que con la filtración se produzca agua con 10 y 10 ppm, respectivamente. En esto se entiende que la materia a remover está en suspensión principalmente, ya que en caso de tener un efluente del secundario con una DBO debida a materia en solución principalmente, poco tiene de efectiva la filtración y lo que se tiene que mejorar es la eficiencia del secundario.

En ocasiones se han empleado los datos y experiencia de la filtración para agua potable en el diseño de filtros para tratar aguas residuales, con resultados desastrosos. Es obvio que el análisis debe corresponder a las particularidades que se tienen con las aguas residuales. Por una parte se manejan flujos variables con características de filtrabilidad de sólidos inorgánicos y orgánicos difíciles de predecir.



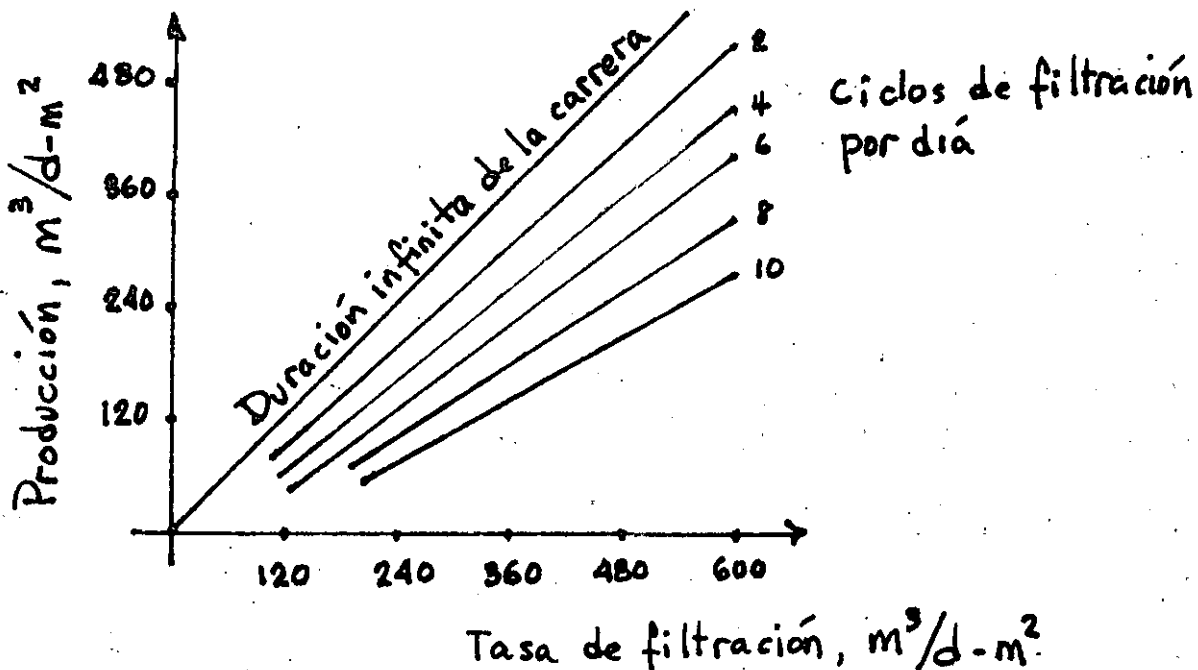
### Análisis para diseño

La filtración se puede aplicar como tratamiento avanzado para:

- Remover flóculos biológicos residuales de un tratamiento secundario
- Remover precipitados resultantes del tratamiento de fosfatos con sales de aluminio o hierro, o cal
- Remover sólidos remanentes de una coagulación química antes de un paso de adsorción en carbón activado o de intercambio iónico.

### Carrera de filtración

Los costos de capital de los filtros están en función del área filtrante lo que afecta a su vez la tasa de filtración ( $m^3/día - m^2$ ). Con el diseño se debe lograr maximizar la producción neta de agua por unidad de área de filtro manteniendo factible la operación del proceso.



Estas relaciones se establecen para determinada tasa y tiempo de retrolavado del filtro.

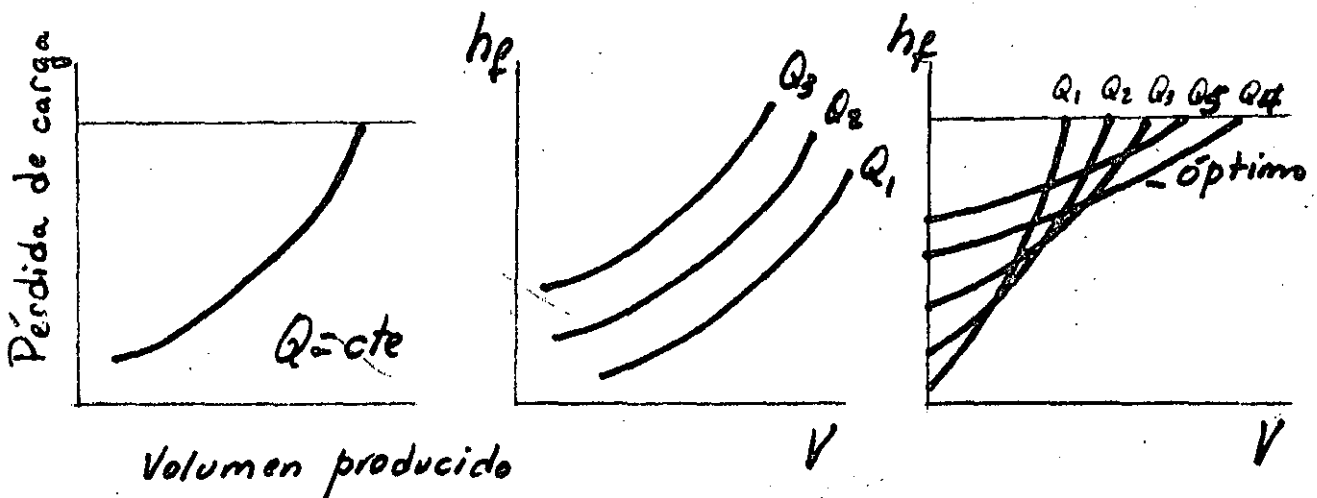
Configuraciones de filtros.

Se analizaron en la primera parte del tema.

Pérdida de carga

La retención de los sólidos en suspensión tiene lugar:

- En la superficie del filtro por la granulometría mas fina del lecho
- A lo largo del espesor del lecho por los vacíos del medio. A mejor distribución de los sólidos en el espesor del lecho se tiene un mejor aprovechamiento de la carga hidráulica disponible.
- Por una combinación de las dos formas anteriores. Este es el caso de filtración de efluentes de un tratamiento secundario.



### VARIABLES QUE AFECTAN LA OPERACIÓN

- Por las aguas a filtrar:

El tipo, la cantidad y la filtrabilidad de los sólidos

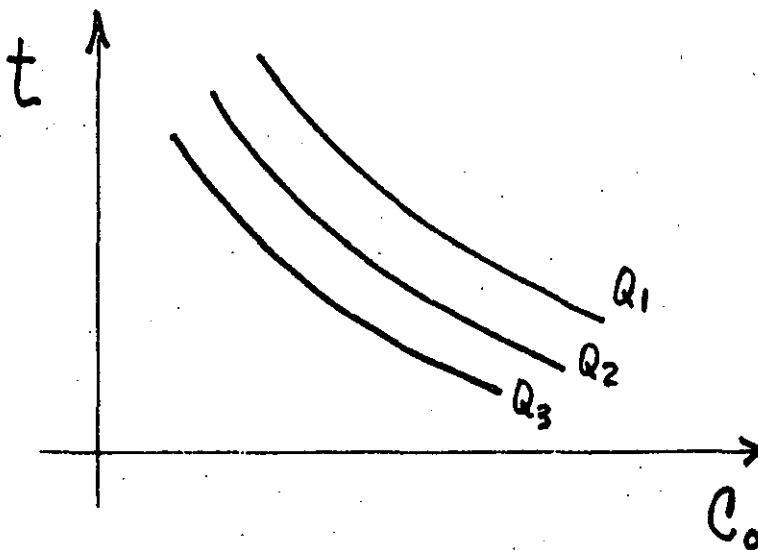
- Por el proceso

La tasa de filtración, la carga hidráulica disponible, y el tamaño, espesor y tipo de lecho filtrante.

Con estas variables, a partir de estudios en plantas piloto se puede evaluar la calidad del agua filtrada y la pérdida de carga generada.

La carga de sólidos aplicada y retenida está en función de la concentración, influente, la duración de la carrera para una pérdida de carga dada y de la tasa de filtración.

Carga de sólidos =  $C_0 \times t \times Q_f$ , en  $kg/m^2$  por unidad de incremento de pérdida de carga. Para un lecho determinado:



## Optimización

Para una pérdida de carga dada y una calidad efluente establecida se analizan varias combinaciones de tasa de filtración, y tamaño y espesor de lecho.

Si se aplican tasas mas altas se requerirán mayores espesores y/o medios mas finos para una calidad efluente similar.

Si se seleccionan lechos mas gruesos se requerirán mayores espesores y/o tasas de filtración mas bajas.

Las alternativas factibles de diseño se comparan en cuanto a costos de capital y de operación. La mejor combinación será la que para una calidad efluente todavía aceptable se haya aprovechado la carga hidráulica total disponible.

En todo esto hay que tomar en cuenta lo analizado en la teoría de la filtración en cuanto a que las suspensiones de las aguas por filtrar no siempre se adaptan a los modelos teóricos del proceso. En ocasiones no siempre es posible compensar las altas tasas de filtración o los tamaños mas gruesos del lecho con incrementos en el espesor de éste.

En la filtración directa de efluentes de un proceso secundario una porción de los sólidos suspendidos se remueve con facilidad, independientemente del tamaño y espesor del lecho y/o la tasa de filtración, dentro del ámbito normal de éstas variables. Otra porción no se remueve, independientemente de la selección que se haya hecho de éstas variables. Esto puede deberse a la distribución bimodal de los tamaños de partículas observada en el efluente del secundario de un

proceso de lodos activados, con un grupo de partículas muy pequeñas (hasta  $10\ \mu\text{m}$  con una moda aproximada de  $5\ \mu\text{m}$ ) y otro grupo de partículas mas grandes (de 20 a  $160\ \mu\text{m}$  con una moda aproximada de  $80\ \mu\text{m}$ ).

#### Tasa de filtración y pérdida de carga final

Normalmente la tasa de filtración se define mas por consideraciones de la duración de la carrera que por consideraciones de la calidad del filtrado. Como se dijo, con los modelos del proceso aún no es posible determinar con precisión los valores de estas variables que hagan mas económico el proceso.

La carrera de filtración debe ser de por lo menos 6 a 8 horas para evitar consumos excesivos de agua de lavado y no mayor de 36 a 48 horas para controlar la descomposición anaeróbica en el lecho. La duración se puede establecer a partir de la tasa de filtración o la pérdida de carga final.

Para definir estas variables se toma en cuenta el tamaño de la planta, el capital disponible y el espacio con que se cuenta para este proceso.

Si no se tiene un tanque de igualación se debe considerar la variación en el gasto y la concentración de sólidos del influente.

El análisis se debe basar en pruebas piloto.

#### Lecho filtrante

Como se dijo, la interrelación entre el tamaño de los granos, el espesor del lecho y la tasa de filtración define la calidad del filtrado y la

pérdida de carga. (Tabla 1)

La densidad de los materiales empleados es la siguiente:

Carbón de antracita

normal	1.35 a 1.75
E. U.	1.60 a 1.75
R. U.	1.35 a 1.45

Arena sílice 2.5 a 2.65

Arena granate 4.0 a 4.20

Se debe especificar claramente el tamaño efectivo y el coeficiente de uniformidad del lecho. - El tamaño efectivo es el tamaño del grano tal que 10 por ciento (por peso) de las partículas son mas pequeñas y 90 por ciento mas grandes. El coeficiente de uniformidad designa la relación del tamaño que tiene 60 por ciento de la muestra mas fina, al tamaño efectivo.

Características de lechos múltiples

Lecho	Espesor (cm)	Tamaño efectivo grano (mm)	Coef. de uniformidad (C.U.)
Doble			
Carbón	20-60 (45)	0.8-2 (1.0)	1.3-1.8 (1.5)
Arena	15-50 (25)	0.3-1 (0.5)	1.2-1.65(1.4)
Triple			
Carbón	20-60 (38)	1-2 (1.4)	1.3-1.8 (1.5)
Arena	20-40 (30)	0.4-1 (0.6)	1.2-1.65(1.4)
Granate	5-15 (8)	0.2-0.6 (0.3)	- -

Las características del lecho afectan el régimen de retrolavado. El retrolavado se facilita con C.U. bajos, sobre todo cuando se requiere fluidizar los lechos y reestratificarlos. Con altos C.U. se requiere mayor tasa de retrolavado para fluidizar los granos mas gruesos, aunque el problema se tiene con la posible pérdida de finos lo que hay que controlar.

Los requisitos de lavado se establecen a partir del  $d_{90}$ . La relación  $d_{90}/d_{10}$  para un lecho con C.U = 1.5 es 2.0 para la distribución de probabilidad logarítmica y 1.83 para la aritmética.

Con lechos dobles, la parte inferior de la arena (tamaño mas fino del 90%) debe tener aproximadamente la misma o menor tasa de flujo requerida para fluidización que la del fondo del lecho de antracita, a fin de asegurar que todo el lecho se expanda a la tasa de retrolavado seleccionada (tabla 2).

Para un lecho de antracita con peso de 1.65 a 1.75  $\text{kg/m}^3$  una relación del tamaño 90% de la antracita al tamaño 10% de la arena igual aproximadamente a 3 dará como resultado muy poco mezclado en la interfaz. Las relaciones mayores o menores provocarán una mezcla marcada y una interfaz muy definida, respectivamente, lo que hace perder los beneficios de la filtración gruesa a fina.

#### Lecho simple no estratificado

Se emplea ampliamente en Europa. El lecho permite una mayor retención de sólidos por unidad de pérdida de carga. Las especificaciones del lecho son:

Espesor: 1.2 a 1.5 m

Tamaños: 1.5 a 2.5 mm, 2 a 3 mm y 2 a 4 mm

El lavado del lecho se hace con agua y aire con tasas suficientes para provocar una lenta circulación de la arena sin expansión, disminuyendo la velocidad al final para expulsar el aire entrampado

Lecho		Lavado simultáneo			Lavado c/agua	
Tamaño (mm)	Espesor (cm)	Aire ( $m^3/m^2$ )	Agua ( $l/s-m^2$ )	Dur. (min)	Tasa ( $l/s-m^2$ )	Dur. (min)
1.5-2.5	90	2.7	3.74	10	7.48	5
2-3	120-180	6-8	4.08-5.44	15	5.44	5
2.5-3.7	120-150	7	10.2	10	10.20	3

### Sistemas de control de flujo

La tasa de filtración está dada por la relación de la fuerza de impulso a la resistencia del filtro. La fuerza de impulso es la carga hidráulica disponible, mientras que la resistencia del filtro la dan el lecho propiamente y los sólidos que se van reteniendo. Por tanto, a medida que la resistencia aumenta, la fuerza de impulso a través del filtro debe aumentar proporcionalmente si se desea mantener una tasa de filtración constante.

El control de la tasa de filtración se puede hacer de las siguientes formas:

- . Filtración a presión constante
- . Filtración a tasa constante
- . Filtración con tasa variable declinante



#### - Filtración a presión constante

Se aplica la fuerza de impulsión total disponible a través del filtro y durante toda la carrera. Al inicio la resistencia es baja y la tasa de filtración es muy alta. A medida que se va colmatando el filtro se incrementa la resistencia y como la fuerza de impulso permanece constante la tasa de filtración decrece. Este método proporciona una verdadera tasa de filtración declinante. Algunos filtros a presión se operan de este modo.

#### - Filtración a tasa constante y nivel de agua constante

El método de operación a presión constante rara vez se usa en la filtración por gravedad ya que se requiere un volumen de almacenamiento relativamente grande aguas arriba del filtro. Por tanto, en la práctica se ha tendido al uso de una tasa constante o nivel de agua constante en los filtros gravedad. En este sistema se aplica presión constante a través del filtro manteniendo constante la tasa o el nivel de agua por acción de una válvula reguladora efluente operada manual o automáticamente. Al inicio hay resistencia por lo que para mantener la tasa constante se tiene que gastar parte de la fuerza de impulsión disponible en la válvula de control obturando ésta, con lo que se aumenta la pérdida de carga. A medida que continúa la filtración, el lecho se tapona con sólidos y la válvula de control abre lentamente. Cuando la válvula está totalmente abierta la carrera debe terminar, ya que cualquier incremento ulterior en la resistencia del filtro no será balanceado por un correspondiente decremento en la resistencia de la válvula de control.

Por tanto, la relación de la fuerza de impulsión a la resistencia del filtro decrecerá y por ende la tasa de filtración (el nivel de agua también se incrementa en los filtros gravedad) (Ver figura).

#### Desventajas:

- . Los costos inicial y de mantenimiento de los sistemas de control de flujo normalmente complejos, son altos.
- . La calidad del agua efluente no es tan buena con filtros gravedad como la que se obtiene con la tasa declinante en la filtración para agua potable. Esta desventaja, no es tan importante en la filtración de aguas residuales.
- . Los sistemas de control de flujo o nivel no funcionan adecuadamente causando cambios súbitos en la tasa lo que a su vez provoca un efecto en la calidad del filtrado. En muchas instalaciones estos sistemas no están funcionando.

#### - División del flujo influente

El sistema consiste en distribuir un gasto igual a cada filtro en operación, empleando una caja vertedora por unidad (ver figura).

#### Ventajas

- . Se logra una filtración a tasa constante sin reguladores de flujo, si el caudal total de la planta permanece constante.
- . Cuando un filtro se saca de servicio para lavarlo o se pone en servicio después del lavado, el nivel de agua gradualmente se eleva o desciende en las unidades en operación hasta alcanzar

suficiente carga para manejar el flujo. Por tanto, los cambios de la tasa se hacen lenta y suavemente sin efectos bruscos asociados con los equipos de control automático o manual, por lo que el efecto que se causa en la calidad del agua es mínimo (tratamiento para agua potable). No se ha estudiado la importancia de este factor en el tratamiento de aguas residuales. Sería de importancia en la filtración de aguas residuales pretratadas con sales de aluminio o hierro para coagulación o remoción de fosfatos.

- La pérdida de carga para un filtro en particular es evidente por el nivel de agua en la caja, cuando el agua alcanza un nivel máximo deseable, entonces se debe lavar el filtro.
- El vertedor de control en el efluente se debe colocar arriba del nivel del lecho para evitar que accidentalmente se desague el filtro. Esto elimina completamente la posibilidad de tener una carga negativa y los problemas conocidos e indeseables que algunas veces resultan (aire entrampado por gases que se ponen en solución).

#### Desventaja

Se requiere una profundidad adicional de la estructura del filtro debido al nivel alto que requiere el vertedor de control en el efluente. La profundidad de la caja del filtro arriba del vertedor debe ser lo suficientemente amplia para proporcionar la pérdida de carga terminal de diseño.

#### - Tasa de filtración variable declinante

La operación es similar a la del sistema anterior y es otro método deseable para filtros gravedad. Con este sistema se tienen todas las ventajas del anterior mas algunas otras y sin la desventaja señalada. Las diferencias principales son la localización y tipo de arreglo del influente y la provisión para una menor pérdida de carga disponible (ver figura).

El influente se localiza abajo del nivel de la canaleta de drenaje de lavado. Cuando el nivel de agua en los filtros está abajo del nivel de la canaleta, la instalación opera como una planta a tasa constante con división del flujo influente. Cuando el nivel de agua está arriba del nivel de la canaleta, la planta opera con una tasa variable declinante. En general, la única ocasión en que el nivel del filtro estaría abajo del de la canaleta sería cuando todos los filtros se están lavando en una rápida secuencia o después de que toda la planta se haya parado.

En la mayoría de los casos, la pérdida de carga del filtro limpio a través de la tubería, lecho y bajo drenes variará de 0.9 a 1.2 m, manteniéndose el nivel inferior de agua arriba del de la canaleta. El nivel de agua es esencialmente el mismo en todos los filtros en operación en todo tiempo, esto se logra instalando un múltiple influente de gran sección y grandes válvulas en el influente de cada filtro, así, las pérdidas de carga en el múltiple y en la derivación a cada filtro son mínimas y no restringen el flujo a cada filtro. Se recomienda un orificio o válvula en el efluente para restringir el flujo para evitar tasas muy altas cuando el filtro está limpio y para indicar la tasa

aproximada correspondiente.

Cada filtro aceptará en cualquier momento la proporción de flujo que el nivel de agua arriba de todos los filtros permita. A medida que continúa la filtración el flujo a través del filtro que se va colmatando tiende a decrecer rápidamente, provocando que el flujo se redistribuya automáticamente de modo que los filtros más limpios acepten la capacidad perdida por los más sucios. El nivel de agua se eleva ligeramente (con la redistribución del flujo para dar la carga adicional requerida por los filtros más limpios para aceptar el flujo decreciente en los más sucios. Como el nivel de agua se eleva, parcialmente compensa el flujo de los filtros más sucios; como resultado, la tasa no decrece tanto o tan rápidamente como se esperaría.

Este método conlleva a una tasa declinante hacia el término de la carrera. Los cambios en las tasas a lo largo del día ocurren gradualmente sin equipo de control automático.

#### Ventajas

- Con las aguas que muestran degradación en la calidad efluente al final de la carrera, este sistema permite una mejor calidad efluente que la obtenida con operación a flujo o nivel constante.
- Se requiere menor carga disponible comparada con la de tasa constante ya que el flujo decrece al final de la carrera, con lo que la pérdida de carga en el bajo dren y en la tubería efluente decrece (proporcionalmente al cuadrado del flujo) lo que viene a servir para

sostener la carrera por un tiempo mayor del que sería posible con tasa constante con la misma carga. En forma similar, la carga disipada a través de las zonas colmatadas del lecho decrece linealmente con la disminución de la tasa de filtración.

Es el método más deseable en la operación de filtros gravedad, a menos que la pérdida de carga terminal de diseño sea muy alta (mayor de 3 m) porque entonces la carga constante o la filtración a presión puede ser una selección más económica.

#### - Retrolavado

En la filtración de aguas residuales el lavado es más difícil, por los problemas de aglomeración en la superficie e intersticios y fracturas en el lecho. El retrolavado con fluidización no es eficiente. Esto ha llevado al análisis de la aplicación de aire como auxiliar de la agitación del lecho (práctica común en Europa).

La ayuda con lavado superficial ha sido eficiente en la filtración para agua potable.

Presiones = 3 a 5.2 kg/cm<sup>2</sup>

Tasas: 2.5 cm/min (sistema rotatorio)

7.5 a 15 cm/min (sistema de boquillas fijas)

#### Aplicación de aire

En el Reino Unido: 1 a 1.5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> a veces hasta 2 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>

(condiciones estandar)

En Europa Continental emplean lechos profundos con arena gruesa, aplicando el lavado con tasas bajas, con poca expansión o sin ella.

Aplican aire y agua simultáneamente con bajas tasas, seguida de agua sola.

Tasa de aire:	2 a 4 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup>	Arena mas pequeña
Tasa de agua:	250 l/min-m <sup>2</sup>	1 a 2 mm
Tasa de aire:	6 a 8 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup>	Arena mas gruesa
Tasa de agua:	250 a 300 l/min-m <sup>2</sup>	2 a 3 mm 2 a 4 mm

La grava de soporte se llega a emplear con un arreglo en la graduación de gruesa a fina a gruesa

En EU las tasas de aire son de 3 a 5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> durante 3 a 5 minutos, con aplicación subsecuente de agua para fluidizar, expandir y reestratificar los lechos dobles, a razón de 600 a 900 l/min-m<sup>2</sup>.

Los filtros no llevan grava empleándose coladores en los bajo drenes con aberturas muy pequeñas (0.25 a 0.5 mm) para retener la arena mas fina (T.E = 0.5 a 0.6 mm). Esto provoca taponamientos en los coladores y en ocasiones fallas mayores. Esto ha llevado a revisar la práctica de diseño del sistema de aplicación de aire.

En resumen, la práctica de la filtración de aguas residuales hace conveniente que la limpieza de lechos se haga con lavado

ascendente de agua y lavado superficial y/o agitación con aire, previendo el control de finos durante la operación. Se debe estudiar en cada caso la conveniencia de usar grava de soporte o no.



## R E F E R E N C I A S

1. T. Iwasaki, Some notes on Sand Filtration. Journal AWWA Vol. 29, 1591, (1937).
2. K.J. Ives y I. Sholji, Research on Variables Affecting Filtration, Journal Sanitary Engineering Div; ASCE, 91, 1-18, (ago 1965).
3. KM. Yao y C. R. O'Melia, Particle Transport in Aqueous Flow through Porous Media. Annual Conference of the Hydraulics Div. of ASCE, Ago (1968). MIT, Cambridge, Mass
4. C.R. O'Melia y W. Stumm. Theory of Water Filtration. Journal AWWA, Vol. 59, No. 11 (1967).
5. D.M. Mintz. Modern Theory of Filtration. Special Report No. 10 International Water Supply Congress. Barcelona, Oct. (1966).

## BIBLIOGRAFIA COMPLEMENTARIA

1. E.P.A. Wastewater Filtration. Design Considerations, EPA-625/4-74-007a, Julio 1974.
2. D.W. Sundstrom y H.E. Klei, Wastewater Treatment, Prentice-Hall, Inc., Englewood Cliffs, N.J., 1979
3. W.J. Weber, Jr., Physicochemical Processes for Water Quality Control, Wiley-Interscience, Nueva York, 1972
4. E.D. Schroeder, Water and Wastewater Treatment, McGraw Hill, Inc., Nueva York, 1977
5. R.L. Culp y G.L. Culp, Advanced Wastewater Treatment, Van Nostrand Reinhold Co., Nueva York, 1971

TABLA 1 RESULTADOS DE OPERACION DE DIFERENTES LECHOS FILTRANTES COMO TRATAMIENTO TERCIARIO DEL EFLUENTE DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO.

Parámetro	Influente	Efluente filtrado			
		Lecho doble	Lecho Triple	Lecho no estratificado	
Sólidos suspendidos, en mg/l	M	34.1	7.0	6.8	9.5
	D.E	17.6	4.2	3.1	4.5
Turbiedad, UT	M	17.6	4.8	6.8	4.7
	D.E	6.2	2.3	3.0	2.1
DBO <sub>5</sub> , en mg/l	M	30.4	12.7	13.0	14.5
	D.E	14.5	6.9	6.8	6.6
DBO <sub>5</sub> sol., en mg/l	M	9.7	7.2	7.3	7.8
	D.E	3.8	3.7	3.6	3.6

Tasa de filtración: 2 l/seg - m<sup>2</sup>

Lechos filtrantes

Doble: Antracita 43 cm, T.E. = 1.03 mm, C.U. = 1.57

Arena 23 cm, T.E. = 0.49 mm, C.U. = 1.41

Triple: Igual que el doble mas granate 7.5 cm, T.E. = 0.27 mm, C.U. = 1.55

No estratificado: Arena 115 cm, T.E. = 2.0 mm, rango: 2-3.6mm  
C.U. = 1.52



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, INDUSTRIALES  
Y REUSOS

DIGESTION ANAEROBICA

ING. ARNULFO PAZ SANCHEZ

NOVIEMBRE, 1985.

## DIGESTION ANAEROBICA

### 1. - DEFINICION Y DESCRIPCION DEL PROCESO.

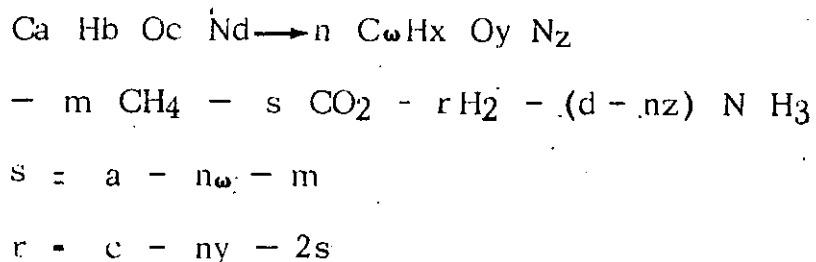
La digestión anaeróbica implica la descomposición de la materia orgánica en un medio carente de oxígeno molecular.

La descomposición resulta de las actividades de dos grupos de bacterias:

Uno, las no metanogénicas o formadoras de ácido, compuesto de bacterias anaerobias y facultativas que convierten los carbohidratos, grasas y proteínas a ácidos orgánicos (acético y propiónico) y alcoholes.

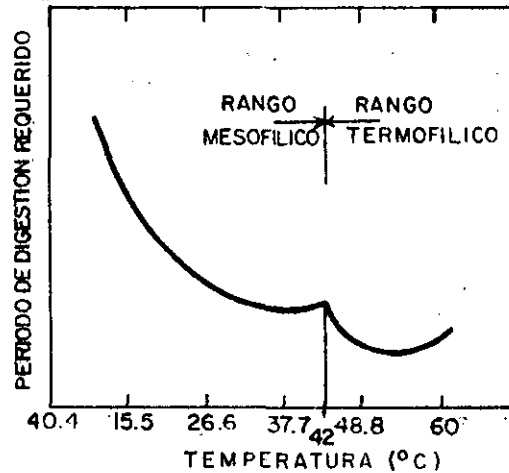
El otro grupo, las bacterias metanogénicas, convierten estos en metano y dióxido de carbono.

La estequiometría del proceso ideal es la siguiente:



El CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub> y NH<sub>3</sub> constituyen aproximadamente 95 a 98% del gas producido. El resto esta constituido de H<sub>2</sub> S y H.

La temperatura ejerce profundo efecto en la digestión anaeróbica. Este puede ilustrarse por la figura sig.



El rango mesofílico se extiende hasta 42°C y exhibe un valor mínimo entre 35 y 37.5°C.

El rango termofílico se produce a más de 42°C y tiene un valor mínimo a 54°C.

El proceso ideal se lleva a cabo en un sistema de flujo continuo y en un módulo de mezcla completa.

El sistema estará en un tanque cerrado, carente de oxígeno y los productos gaseosos se removerán tan pronto como se formen.

Por otra parte los dos grupos principales de bacterias estarán en estado de equilibrio dinámico. Se evitarán metales pesados y sulfuros, y el pH estará en el rango de 6.6 a 7.6. Habrá suficiente alcalinidad para evitar que caiga abajo de 6.2.

En una buena digestión la alcalinidad variará de 1000 a - 5000 mg/lit y los ácidos volátiles serán menores de 250 mg/lit.

## 2. - VENTAJAS Y DESVENTAJAS.

### a) Ventajas

- a. 1) Se obtienen subproductos con valor económico.
- a. 2) Los sólidos resultantes se estabilizan razonablemente.
- a. 3) Los lodos secan con facilidad.
- a. 4) Costos de energía bajos.

### b) Desventajas.

- b. 1) Se requieren volúmenes muy grandes o altas - temperaturas.
- b. 2) Costo inicial muy elevado.
- b. 3) Operación cuidadosa y personal capacitado.
- b. 4) Costos y problemas de mantenimiento mayores que en la digestión aerobia.

## 3. - RESUMEN HISTORICO.

Los precursores datan de la 2a mitad del siglo XIX. La primera unidad para tratar sólidos sedimentables fue el TANQUE MOURAS, desarrollado en Francia en 1860.

En 1895, Donald Camerón, construyó el primer tanque - Séptico para Exeter, Inglaterra y utilizó el gas para iluminación.

En 1904 en HAMPTON, Inglaterra, se construyó el primer tanque de dos pisos conocido como TANQUE TRAVIS HIDRAULICO, que continuó su operación hasta 1936.

En Estados Unidos se hicieron experimentos con unidades similares llamados tanques BIOLITICOS entre 1909 y 1912.

En 1904 en Alemania, el Dr. Karl Imhoff patentó el tanque que lleva su apellido.

La digestión separada se inicia en 1911 en Baltimore, Md.

En el período de 1920 a 1935, el proceso se estudió ampliamente, dándose las bases empíricas de diseño que todavía se utilizan, aunque hoy se tiende a racionalizar el diseño con el uso de modelos que emplean la teoría de reactores y cinética biológica.

#### 4. - ALTERNATIVA DE DISEÑO.

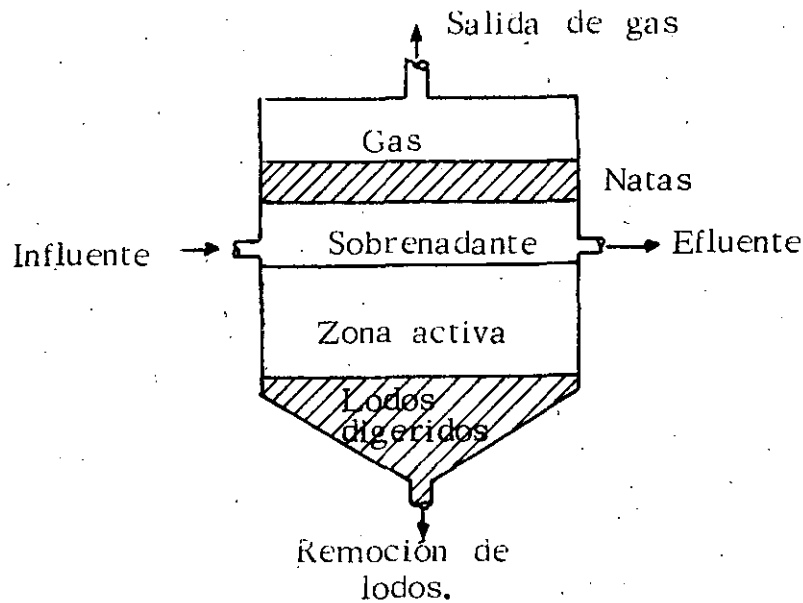
4.1 Digestión convencional.

4.2 Digestión de alta velocidad.

4.3 Digestión en dos etapas.

##### 4.1 DIGESTION CONVENCIONAL

Se lleva a cabo en una sola etapa.



La función de digestión, espesamiento y formación de sobrenadante se lleva a cabo simultáneamente.

El lodo puede calentarse por medio de un intercambiador externo.

Como resultado de la estratificación y la falta de mezclado íntimo, no se usa más del 50% del volumen útil, por ello solo debe usarse en instalaciones pequeñas.

#### 4. 2. -DIGESTIÓN DE ALTA VELOCIDAD.

Difiere del anterior en que la carga de sólidos es mucho mayor. Los lodos se mezclan íntimamente por recirculación de gas (PERTH), por bombeo o mezcladores. No hay separación de sobrenadante, ni de natas y se calientan para obtener la



digestión a velocidad de reacción óptima. Los lodos - se bombean al digestor continuamente o intermitente - mente en ciclos de 30 min. a 2 hr.

El lodo entrante desplaza al lodo digerido a un tanque de almacenamiento o a un segundo digestor para separación del sobrenadante y extracción del gas remanente.

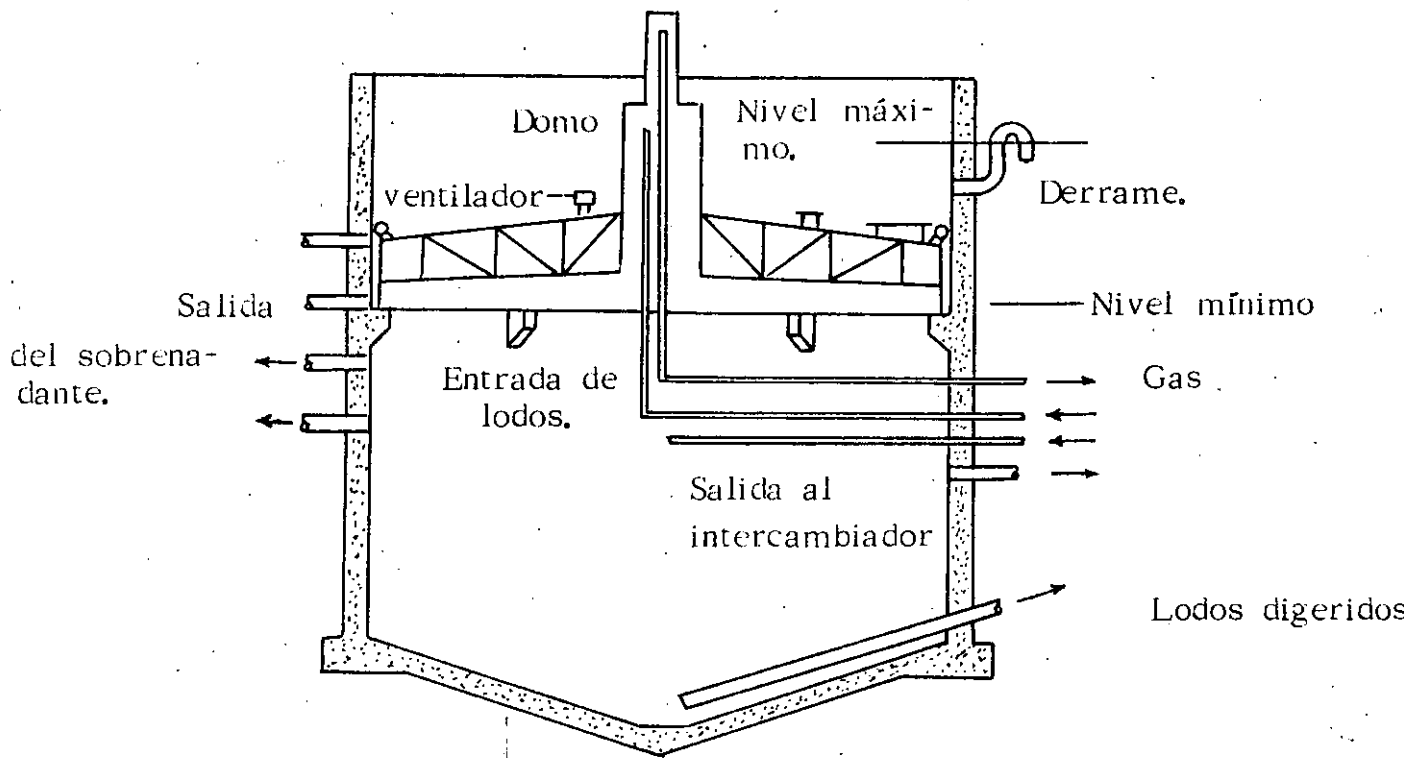
El lodo digerido tiene una concentración de la mitad - del entrante por la reducción de sólidos y la falta de separación del sobrenadante.

#### 4.3. - DIGESTION EN DOS ETAPAS.

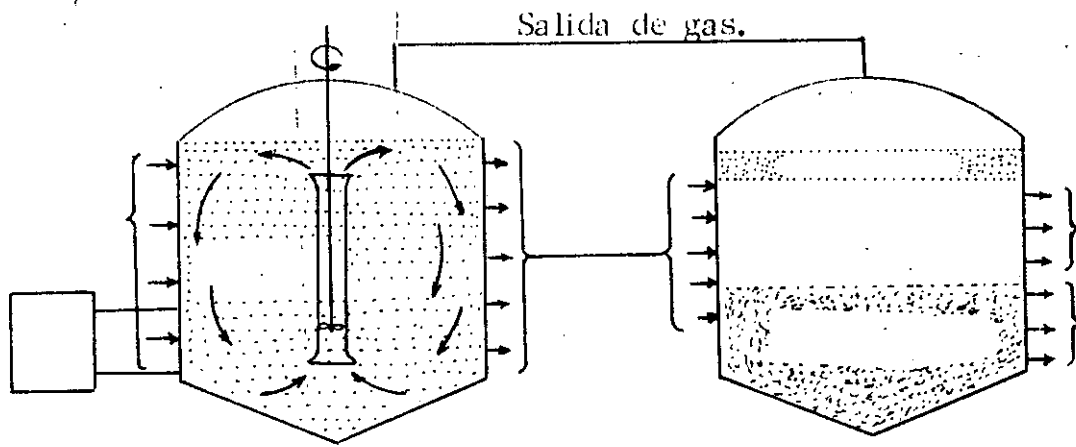
En esta variante se usan dos tanques, el primero se - usa para digestión, siendo calentado y equipado con dispositivos de mezcla. El segundo se usa para almacenamiento y concentración del lodo digerido y formación - de un sobrenadante relativamente claro. Normalmente los tanques se hacen de igual tamaño y de diseño similar. En otros casos, el secundario puede ser un tanque abierto sin calentamiento o una laguna.

Los tanques pueden tener techos fijos o flotantes.

Los tanques son comúnmente circulares y rara vez menores de 6 m. y más de 35 m. de diámetro.



Digestor con cubierta flotante



Primera Etapa  
Mezclado completo

Segunda Etapa  
Stratificada.

Proceso de digestión de alto gasto.

El fondo del tanque se atolva con una pendiente mínima de 1:4 .

## 5. - VOLUMEN DE DIGESTION

Hay 4 métodos usuales

- 5.1 Usando el tiempo medio de residencia celular
- 5.2 Usando factores volmétricos de carga
- 5.3 Usando la reducción de volumen observado
- 5.4 Usando factores de carga basado en la población

5.1 La cantidad de metano puede calcularse por:

$$V_{CH_4} = (0.35 \text{ m}^3/\text{Kg}) \left\{ \left[ E \cdot Q \cdot S_o \left(10^3 \frac{\text{g}}{\text{Kg}}\right)^{-1} \right] - 1.42 (P_x) \right\}$$

$V_{CH_4}$  = Volumen de metano  $\text{m}^3/\text{día}$

0.35 = Factor teórico de conversión del metano producido por 1 Kg. de DBOL

E = Eficiencia (0.6 a 0.9)

Q = Gasto  $\text{m}^3/\text{día}$

$S_o$  = DBOL  $\text{g}/\text{m}^3$

$P_x$  = Masa neta de tejido celular producido por día (Kg/día.)

Tiempos recomendados de tiempos medios de  
residencia en digestores continuos con mezcla.

Temperatura °C	$\theta_c^M$ d	$\theta_c^d$ días, sugerido para el diseño
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

Para un tanque continuo con mezcla, sin recirculación, la masa biológica de sólidos sintetizado por día  $P_x$ ; es:

$$P_x = \frac{YQ (ESo)}{1 + k_d \theta_c} \times (10^3 \text{ g/Kg}) \cdot l$$

y = Coeficiente de rendimiento  
(0.04 a 0.1) 0.06 valor típico

d = Coeficiente endógeno  $d^{-1}$   
(0.020 - 0.040) Típico 0.03

## 5.2 FACTORES DE CARGA

Normalmente se usan

- Kg de SV agregados por día por  $m^3$  de digestor.
- Kg de SV/ día por Kg de S. V. en el digestor.

Digestores convencionales (30 a 90 días de retención)

0.5 a 1.6 Kg/m<sup>3</sup> (Kg. de S. V.)

Digestores de alta velocidad (10 a 20 días)

1.6 a 6.4 Kg/m<sup>3</sup> (Kg. de S. V.)

El grado de estabilización se obtiene midiendo la reducción en % de sólidos volátiles.

### 5.3 REDUCCION DE VOLUMEN

Se ha observado que a medida la digestión se va efectuando, si el sobrenadante se extrae y agrega a la entrada de la planta, el volumen de lodos remanente decrece aproximadamente en forma exponencial.

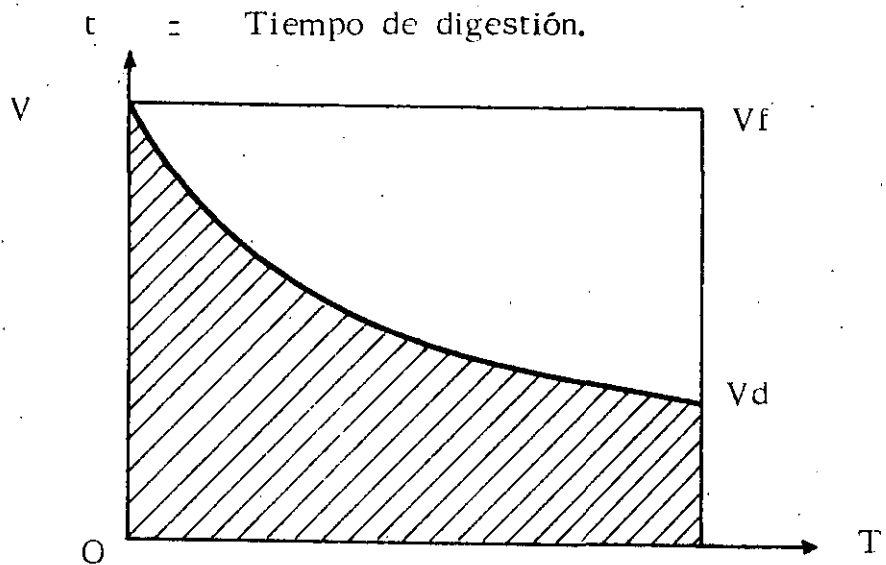
Se usa la ecuación .

$$V = \left[ V_f - \frac{2}{3} (V_f - V_d) \right] t$$

V = Volumen de digestor

V<sub>f</sub> = Volumen de lodos frescos agregado por día

V<sub>d</sub> = Volumen de lodos digeridos removidos por día.



#### 5.4. Usando la carga/habitante.

Se utiliza diseñando los tanques para permitir una carga/hab. x día. Se recomiendan de 35 a 45 días de digestión más un volumen adicional, si los lodos son secados en lechos, y las extracciones rutinarias se suspenden por tiempo malo.

TIPO PLANTA	CARGA / HABITANTE			lt/capita día	lt/capita (*)
	LODOS HUMEDOS	Sólidos Secos	%		
		g/capita día.			
Primario	72		5	1.44	50 - 65
Primario y F. R	108		4	2.70	95 - 122
Primario y L. A	114		3	3.8	133 - 171

(\*) Para 35 - 45 días de digestión.

Esta tabla es para tanques con calentamiento. Para tanques sin calentar, las capacidades deben aumentarse.

the process for a particular tank geometry. Figure 6-40 shows the chart developed by Envirex Incorporated for low speed mechanical aerators in noncircular basins. The use of this chart is explained in the design example in Section 6.3.5.

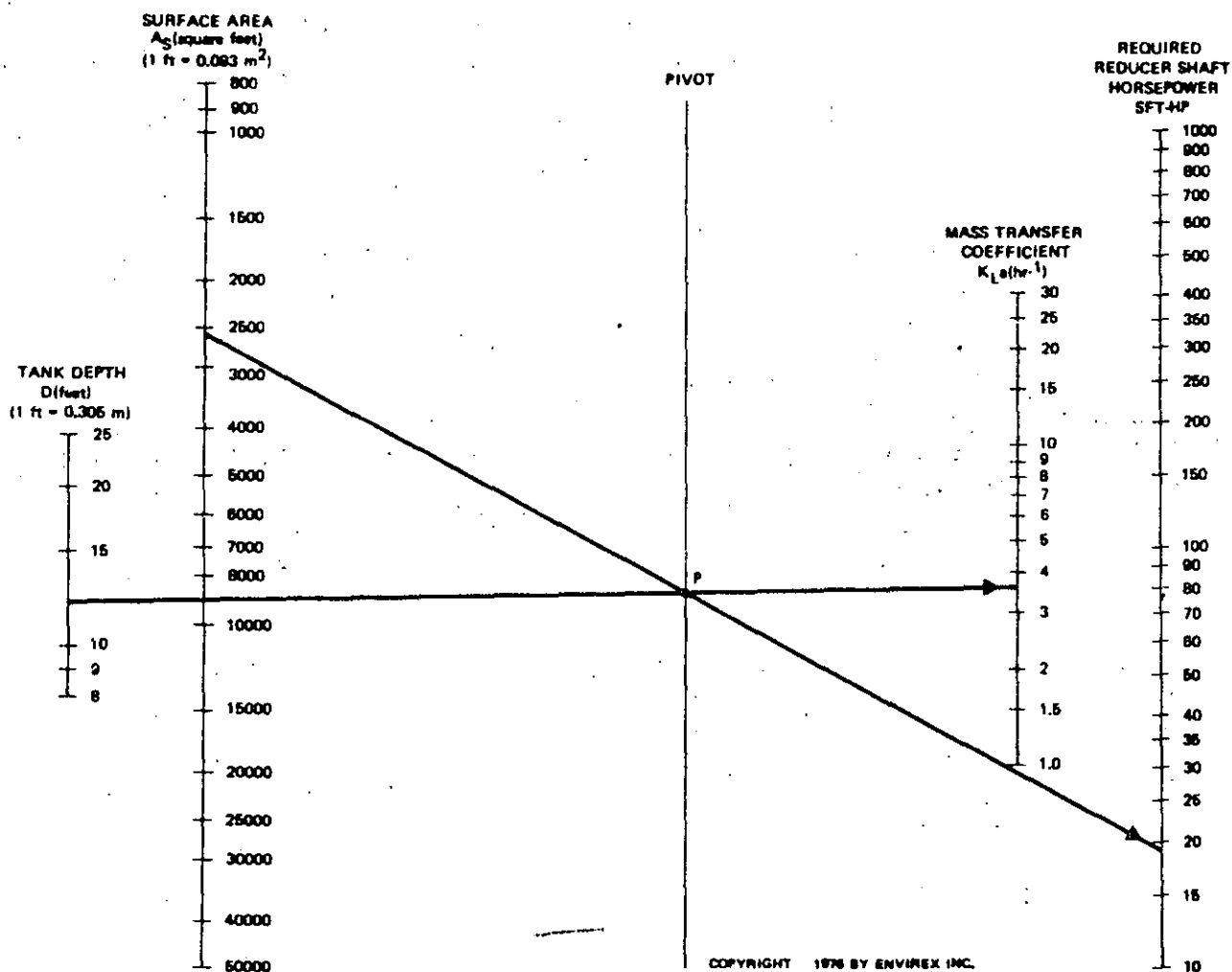


FIGURE 6-40

**DESIGN CHART FOR LOW SPEED MECHANICAL AERATORS IN NON-CIRCULAR AERATION BASINS TO CALCULATE ENERGY REQUIREMENTS FOR MEETING OXYGEN REQUIREMENTS**

6.3.3.5 pH Reduction

The effect of increasing detention time on pH of sludge in the aerobic digester during mesophilic temperature range operation is shown on Figure 6-41.

The drop in pH and alkalinity is caused by acid formation that occurs during nitrification. Although at one time the low pH was considered inhibitory to the process, it has been shown that the





**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

DESINFECCION. METODOS. MECANISMOS. CLORACION.  
DECLORACION. APLICACION.

M. EN I. SALVADOR AYANEGUI JARÍTZ

NOVIEMBRE, 1985.

## DESINFECCION

## 1. Aspectos Generales

Se denomina desinfección a la destrucción de organismos causantes de enfermedades. No todos los organismos se destruyen durante el proceso. Esto diferencia la desinfección de la esterilización, la cual consiste en la destrucción de todos los organismos. Las enfermedades más importantes causadas por organismos patógenos presentes en aguas residuales se resumen en la Tabla 1.

La tabla 2 muestra los principales métodos de desinfección disponibles. Actualmente, el método más común empleado para desinfectar aguas residuales es mediante la adición de cloro. Sin embargo, algunos efectos adversos que pueden ser causados por la aplicación de cloro, incluyendo la posible formación de compuestos carcinogénicos, han sido detectados hasta hace poco tiempo y una variedad de otros métodos para lograr la desinfección de ellas se encuentra sujeta a investigación en el presente.

Estos métodos pueden clasificarse en la siguiente forma:

- a) Agentes químicos
- b) Agentes físicos
- c) Medios mecánicos
- d) Radiación

*Agentes químicos.* - Los requerimientos para un desinfectante químico ideal están reportados en la Tabla 3. Como se muestra, éste tendría que poseer una amplia gama de características. Aún cuando este compuesto puede no existir, los requerimientos establecidos en la tabla deberán ser considerados al evaluar desinfectantes propuestos o recomendados. Para los ingenieros sanitarios, es también importante que el desinfectante sea seguro de manejar y aplicar y que su concentración en las aguas tratadas sea medible.

Los productos químicos que han sido empleados como desinfectantes incluyen (1) cloro y sus compuestos, (2) bromo, (3) iodo, (4) ozono, (5) fenol y compuestos fenólicos, (6) alcoholes, (7) metales pesados y compuestos relacionados, (8) colorantes, (9) jabones y detergentes sintéticos, (10) compuestos cuaternarios de amonio, (11) peróxido de hidrógeno, y (12) varios ácidos y álcalis.

De éstos, los desinfectantes más comunes son los productos químicos oxidantes, y el cloro es uno de los más universalmente usados. Ozono es un desinfectante altamente efectivo, y su uso va en aumento, aún cuando no deja residual. La Tabla 4 muestra las principales características del ozono.

*Agentes físicos.*- Los desinfectantes físicos que pueden ser usados son calor y luz. El calentamiento del agua al punto de ebullición, por ejemplo, destruirá a las bacterias principales productoras de enfermedades que no forman esporas. El calor se emplea comunmente en las industrias de bebidas y lechera, pero no es un medio factible de desinfectar cantidades grandes de aguas residuales debido al alto costo. Sin embargo, en Europa se usa extensamente la pasteurización de lodos. La luz ultravioleta se ha empleado con éxito para esterilizar pequeñas cantidades de agua, pero presenta el inconveniente de que su eficiencia disminuye mucho cuando se encuentran presentes partículas en el agua.

*Medios mecánicos.*- Las bacterias y otros organismos también son removidos por medios mecánicos durante el tratamiento de aguas residuales. En la tabla 5 se reportan eficiencias típicas de remoción para varias operaciones y procesos de tratamiento. Las cuatro primeras de ellas se consideran físicas. Las remociones obtenidas son un subproducto de la función primaria del proceso.

*Radiación.*- Los principales tipos de radiación son electromagnética, acústica y de partículas. Los rayos gamma son emitidos por radioisótopos, tales como el cobalto 60. Debido a su poder de penetración, los rayos gamma han sido usados para desinfectar tanto agua como aguas residuales. La Fig. 1 muestra un dispositivo de haz de electrones de alta energía para irradiación de aguas residuales o lodos de ellas.

*Mecanismos de la desinfección.*- Se han propuesto los siguientes cuatro mecanismos para aplicar la acción de los desinfectantes (1) daño a la pared celular (2) alteración de la permeabilidad de la célula, (3) modificación de la naturaleza coloidal del protoplasma, y (4) inhibición de la actividad enzimática.

El daño o destrucción de la pared celular dará por resultado en lisis y muerte de la célula. Algunos agentes, tales como la penicilina, inhiben la síntesis de la pared celular.

Otros agentes como los compuestos fenólicos y los detergentes, alteran la permeabilidad de la membrana citoplásmica. Estas sustancias destruyen la permeabilidad selectiva de la membrana y permiten que se escapen los nutrientes vitales, tales como nitrógeno y fósforo.

El calor, la radiación y los agentes fuertemente ácidos o alcalinos alteran la naturaleza coloidal del protoplasma. El calor coagula las proteínas de la célula y los ácidos o bases las desnaturan, produciendo un efecto letal. Otra forma de desinfección es la inhibición de la actividad enzimática. Los agentes oxidantes; tales como el cloro, pueden alterar la estructura química de las enzimas e inactivarlas.

## 3

*Análisis de los factores que tienen influencia sobre la acción de los desinfectantes.*- Al aplicar los agentes o medios que se han descrito, deben considerarse los siguientes factores: (1) tiempo de contacto, (2) concentración y tipo de agente químico, (3) intensidad y naturaleza del agente físico, (4) temperatura, (5) número de organismos, (6) tipo de organismos, y (7) naturaleza del líquido que soporta al agente.

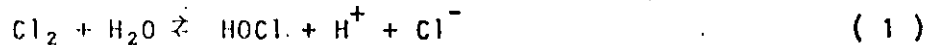
## 2. Desinfección del Cloro

De todos los desinfectantes químicos, el cloro es con toda probabilidad el más comunmente usado en todo el mundo. La razón de ello es que satisface la mayoría de los requerimientos especificados en la Tabla 3.

Los compuestos de cloro más frecuentemente usados en tratamiento de aguas residuales son: cloro gaseoso ( $\text{Cl}_2$ ), hipoclorito de calcio [ $\text{Ca}(\text{OCl}_2)_2$ ], hipoclorito de sodio ( $\text{Na OCl}$ ), y bióxido de cloro ( $\text{ClO}_2$ ). Los hipocloritos de sodio y calcio se emplean en plantas pequeñas de tratamiento, en donde la sencillez y seguridad en el manejo son más importantes que el costo. El uso del bióxido de cloro se estudia cada día con mayor interés como un posible sustituto del cloro gaseoso. El cloro gaseoso, por su economía, ocupa el primer lugar en consumo.

*Reacciones en el agua.*- Cuando se aplica cloro gaseoso al agua ocurren las reacciones que aparecen en la Tabla 6.

### a) Hidrólisis:

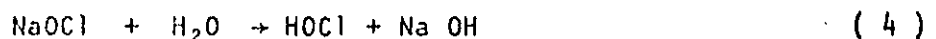


### b) Ionización:



La cantidad de  $\text{HOCl}$  y  $\text{OCl}^-$  que se encuentre presente en el agua se denomina cloro libre disponible. La distribución relativa de estas dos especies es muy importante, porque la eficiencia desinfectante del  $\text{HOCl}$  es entre 40 y 80 veces mayor que la del  $\text{OCl}^-$ .

También puede agregarse cloro libre al agua en forma de hipocloritos. Las reacciones correspondientes son:



*Reacciones con amoníaco.*- Las aguas residuales crudas contienen nitrógeno en forma de amoníaco y varias formas orgánicas combinadas. El efluente de la mayor parte de las plantas de tratamiento también contiene cantidades significativas de nitrógeno, usualmente en forma de amoníaco, o nitratos, si la planta ha sido diseñada para efectuar nitrificación. Debido a que el ácido hipocloroso es un agente oxidante muy activo, reacciona rápidamente con el amoníaco existente para formar los tres tipos de cloramínas, en forma sucesiva, que aparecen en la Tabla 6.

Estas reacciones dependen mucho del pH, la temperatura, tiempo de contacto y la relación inicial de cloro a amoníaco.

*Reacción a punto de quiebre.*- La Fig. 2 muestra los fenómenos que suceden escalonadamente cuando se agrega cloro a aguas que contienen amoníaco.

Conforme se agrega cloro, las sustancias fácilmente oxidables, tales como  $Fe^{++}$ ,  $Mn^{++}$ ,  $H_2S$  y materia orgánica, reaccionan con él y lo reducen, en su mayor parte a ión cloruro (Punto A). Después de satisfacer esta demanda inmediata, el cloro continúa reaccionando con el amoníaco para formar cloramínas entre los puntos A y B. Para relaciones molares de cloro a amoníaco menores de 1, se formarán monocloramina y dicloramina. La distribución de estas dos formas está gobernada por sus velocidades de formación, las cuales dependen del pH y la temperatura. Entre el punto B y el punto de quiebre, una parte de las cloramínas se convierte a tricloruro de nitrógeno, el resto es oxidado a óxido nitroso ( $N_2O$ ) y nitrógeno ( $N_2$ ) y el cloro es reducido a ión cloruro. Con mayor edición de cloro, la mayor parte de las cloramínas son oxidadas en el punto de quiebre. Teóricamente, la relación en peso de cloro a nitrógeno amoniacal en el punto de quiebre es 7.6 a 1.

Las reacciones posibles a que se debe la aparición de los gases antes mencionados y la desaparición de la cloramínas se muestran en la Tabla 6.

Si se continúa agregando cloro después del punto de quiebre, dará por resultado un crecimiento directamente proporcional del cloro libre disponible.

La razón principal de agregar suficiente cloro para obtener un residual de cloro libre es que usualmente puede entónces asegurarse que se ha obtenido desinfección. La cantidad de cloro que debe agregarse para alcanzar un nivel deseado de residual recibe el nombre de demanda de cloro.

*Factores que afectan la eficiencia de desinfección del cloro.*- Los principales factores son los siguientes:

- a) *Eficiencia germicida del cloro.*- Se determina midiendo el número de organismos y el cloro residual remanente después de un período especificado de tiempo. Usualmente se emplea como índice el grupo de coliformes, usando el procedimiento del número más probable (NMP) para los organismos inicialmente existentes y la cuenta en placa, incubando a 37°C durante 24 hs. para los coliformes remanentes.

Para la determinación analítica del cloro residual, el método amperométrico ha demostrado ser el más adecuado.

Numerosas pruebas realizadas han mostrado que cuando todos los parámetros físicos se mantienen constantes. La eficiencia germicida de la desinfección, medida por las bacterias sobrevivientes, depende primordialmente del cloro residual presente y del tiempo de contacto.

- b) *Eficiencia germicida de varios compuestos de cloro.*- Para un tiempo de contacto o un residual dado, la eficiencia germicida del ácido hipocloroso es significativamente mayor que la del ión hipoclorito o la de la monocloramina. Por esta razón, con una mezcla adecuada, la formación de ácido hipocloroso después del punto de quiebre es la más efectiva para alcanzar la desinfección de aguas residuales.
- c) *Mezcla inicial.*- Hasta recientemente se ha demostrado la importancia que tiene este factor. Se ha encontrado que la aplicación de cloro en un régimen altamente turbulento ( $N_R = 10^4$ ) dió por resultado muertes dos órdenes de magnitud mayores que cuando fué agregado separadamente a un reactor agitado de flujo continuo bajo condiciones similares. Esto tiene gran importancia en el diseño de las instalaciones donde se efectúa la cloración en plantas de tratamiento.
- d) *Reacción a punto de quiebre.*- Es importante considerar que si el agua de dilución empleada para inyectar el cloro contiene compuestos nitrogenados, una parte del cloro agregado reaccionará con estos compuestos, y para cuando se haga la inyección se encontrará en forma de monocloramina o dicloramina. Sin embargo, se ha demostrado que con un mezclado inicial apropiado, y dando el tiempo de contacto necesario, las muertes de bacterias obtenidas son las mismas si se emplea efluente tratado o sin tratamiento para el agua de inyección.
- e) *Tiempo de contacto.*- Debido a que la cloración más allá del punto de quiebre para obtener ácido hipocloroso libre no es económicamente factible en muchas situaciones, es de importancia fundamental dar la consideración debida al tiempo de contacto. Debido a que los reactores batch para cloración son

## 6

imprácticos, en todas las plantas se emplean ahora reactores continuos de flujo pistón.

- f) *Características de las aguas residuales.*- Se ha observado con frecuencia que para plantas de tratamiento de diseño similar con características del efluente iguales medidas en términos de DBO, DQO y nitrógeno, la efectividad del proceso de cloración varía considerablemente de planta a planta. En un reciente estudio realizado por Sung<sup>1</sup>, en el que se estudiaron las características de los compuestos presentes en el agua tratada y sin tratar se obtuvieron las siguientes conclusiones:
- i) En presencia de interferencias por compuestos orgánicos, el residual total de cloro no puede ser usado como una medida confiable para estimar la eficiencia bactericida del cloro.
  - ii) El grado de interferencia de los compuestos estudiados depende de sus grupos funcionales y su estructura química.
  - iii) Los compuestos saturados y los carbohidratos ejercen una demanda pequeña o nula de cloro y parecen no interferir con el proceso de cloración.
  - iv) Compuestos orgánicos con uniones no saturadas pueden ejercer una demanda de cloro inmediata, dependiendo de sus grupos funcionales. En algunos casos, los compuestos resultantes pueden aparecer como cloro residual y sin embargo tener un potencial desinfectante pequeño o nulo.
  - v) Compuestos con anillos policíclicos conteniendo grupos hidroxilo y compuestos que contienen grupos de azufre reaccionan rápidamente con el cloro para formar compuestos que tienen potencial bactericida pequeño o nulo, pero que analíticamente aparecen como cloro residual.
  - vi) Para alcanzar cuentas bacterianas bajas en presencia de interferencias de compuestos orgánicos, se requerirán cantidades adicionales de cloro y mayores tiempos de contacto.
- g) *Características de los microorganismos.*- Otra variable importante en el proceso de cloración es la edad de los microorganismos. Por ejemplo, en el estudio antes mencionado, se encontró que había una notable diferencia en la resistencia de cultivos de bacterias al cloro. Para un cultivo de bacterias jóvenes de un día o menos, para una dosis de 2 mg/L, solamente 1 min. se requirió para alcanzar cuentas bacterianas bajas. Cuando el cultivo era de 10 días de edad o mayor, se requerían 30

minutos aproximadamente para obtener una reducción comparable para la misma dosis de cloro aplicada. Es probable que la resistencia ofrecida por la cubierta de polisacáridos que los microorganismos desarrollan al crecer sea la causa de este fenómeno. En el proceso de tratamiento por lodos activados, el tiempo de residencia medio de las células, que se encuentra relacionado con la edad de ellas, afectará en esta forma importante al desarrollo del proceso de cloración.

### 3. *Decloración*

La decloración consiste en la remoción del residual total de cloro que existe después de la cloración. Se aplica para reducir al mínimo los efectos de los residuales clorados potencialmente tóxicos sobre la biota y los usos benéficos de los cuerpos receptores a los que se descargan los efluentes clorados. En la actualidad, el bióxido de azufre es el agente más usado. Se han empleado también carbón activado, sulfito de sodio ( $\text{Na}_2\text{SO}_3$ ) y metabisulfito de sodio ( $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ )?

*Bióxido de azufre.*- El bióxido de azufre remueve sucesivamente cloro libre, monocloramina, dicloramina, tricloruro de nitrógeno y compuestos policlorados. Cuando se agrega bióxido de azufre al agua, ocurren las siguientes reacciones, que aparecen en la Tabla 8.

Para la reacción global entre bióxido de azufre y cloro (ec.3), la relación estequiométrica en peso de bióxido de azufre a cloro es de 0.9 a 1. En la práctica se ha encontrado que se requiere una relación de 1.0 ppm de  $\text{SO}_2$  para la decloración de 1.0 ppm de residuo de cloro (expresado como  $\text{Cl}_2$ ). Debido a que las reacciones entre el bióxido de azufre y el cloro y las cloraminas son casi instantáneas, el tiempo de contacto no es usualmente un factor importante y no se emplean cámaras de reacción, pero sí es un requisito indispensable proporcionar una mezcla rápida y positiva en el punto de aplicación.

La relación de cloro libre al residual de cloro total combinado antes de la decloración determina si el proceso de decloración es parcial o si prosigue hasta completarse. Una relación menor al 85 % normalmente indica que se encuentra presente una cantidad significativa de nitrógeno orgánico e interfiere con el proceso de cloro residual libre.

*Carbón activado.*- La adsorción en carbón activado proporciona una remoción completa, tanto del cloro libre como el combinado. Ocurren las reacciones que aparecen en la Tabla 9.

Se emplean filtros de gravedad o presión con carbón activado granular generalmente. Este método es costoso. Se espera que la principal aplicación del carbón activado para decloración sea en casos en los que también se requiera una alta remoción de compuestos orgánicos.



## 4. Conclusiones y Recomendaciones

a) Existe una amplia variedad de métodos para obtener la desinfección de aguas y aguas residuales. De ellos, actualmente los tres más empleados son:

- . Cloración
- . Ozonación
- . Aplicación de bióxido de cloro

Cada método presenta ventajas y desventajas características propias, por lo que es indispensable estudiar con todo detalle cuáles son o serán los usos de las aguas tratadas para seleccionar el mejor método.

- b) Dado el problema que presentan los compuestos orgánicos clorados (trihalometanos), cuya importancia ha sido descubierta hasta hace relativamente poco tiempo, es muy recomendable que en aplicaciones donde las aguas vayan a destinarse a usos potables o alimentarios, se estudie la posibilidad de reemplazar por algún procedimiento alternativo.
- c) De los nuevos métodos descubiertos, el empleo de radiaciones gamma o con haces de electrones de alta energía presentan posibilidades muy prometedoras, especialmente para la desinfección y esterilización de aguas residuales y lodos. Se sugiere la conveniencia de desarrollar investigación aplicada en este campo en los centros nacionales de investigación.
- d) Como una solución al problema de producción de trihalometanos, se propone el empleo de una desinfección en dos etapas, efectuando la primera de ellas mediante ozono, seguida de una cloración ligera que permita obtener un residual medible que le proporcione la protección requerida a lo largo de las líneas de distribución.

## 5. Bibliografía

1. Sung, R.D.: Effects of Organic Constituents in Wastewater on the Chlorination Process. Ph.D. thesis. Department of Civil Engineering, University of California. Davis, Calif. 1974.
2. Metcalf & Eddy. Wastewater Engineering, 2<sup>a</sup> Ed. Mc Graw Hill Book Co. 1979.
3. U.S. Environmental Protection Agency. Manual on Activated Carbon Adsorption. 1971.
4. Kawata, K., Olivieri, P., Walters, G., y Yin, R. The Search for Effective Wastewater Disinfectants. Water & Sewage Works, abril 1979.

9

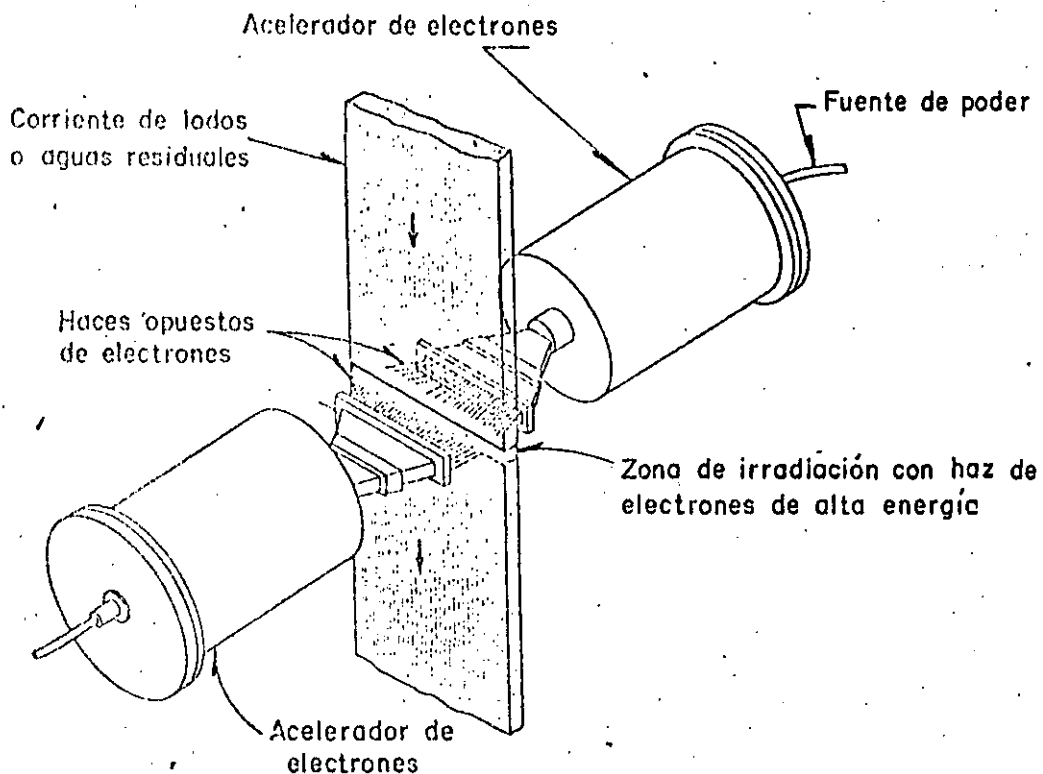
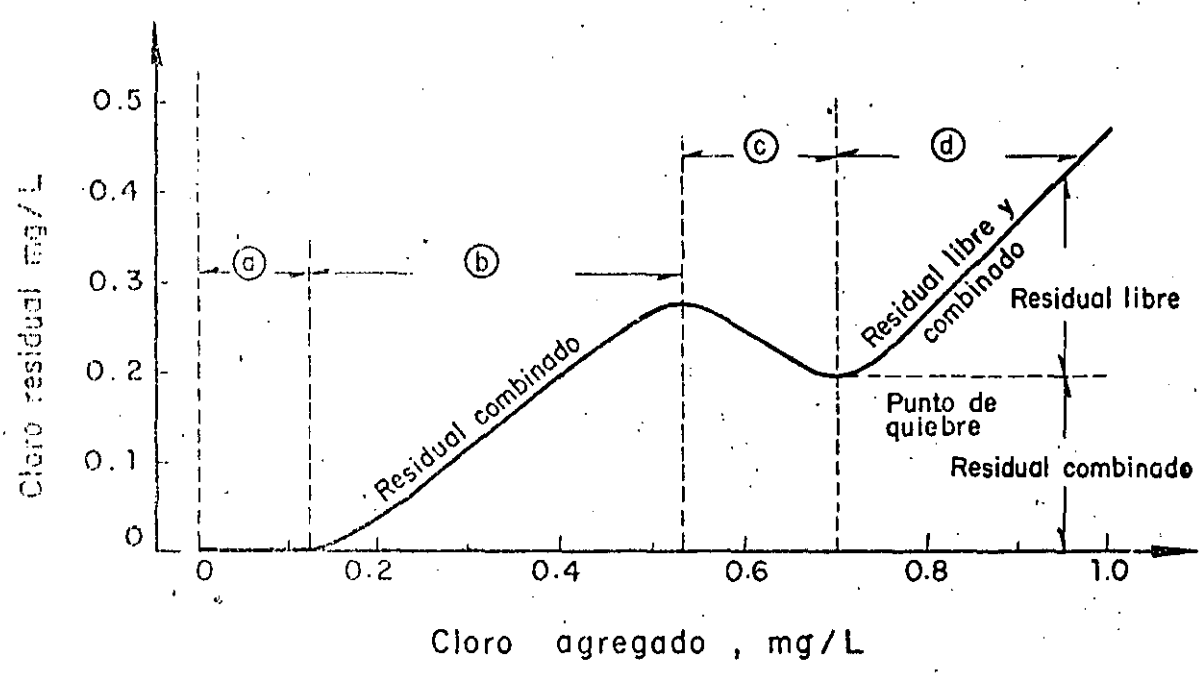


Fig 1 Diagrama esquemático de un dispositivo de haz de electrones de alta energía para la irradiación de aguas residuales o lodos



- (a) Destrucción del cloro residual por compuestos reductores
- (b) Formación de compuestos organoclorados y cloraminas
- (c) Destrucción de cloraminas y compuestos organoclorados
- (d) Formación de cloro libre y presencia de compuestos organoclorados no destruidos

Nota : mg/L = g/m<sup>3</sup>

Fig 2 Curva obtenida durante cloración a punto de quiebre

Tabla 1 ORGANISMOS PATÓGENOS COMUNMENTE ENCONTRADOS EN AGUAS RESIDUALES

Organismo	Enfermedad	Observaciones
Ascaris spp., enterobius spp.	Lombrices de nemátodos	Implica peligro de contagio a humanos por efluentes de aguas residuales y lodos secos usados como fertilizante
Bacillus anthracis	Antrax	Se encuentra en aguas residuales. Las esporas son resistentes al tratamiento
Brucella spp.	Brucelosis. Fiebre de Malta en el hombre. Aberto contagioso en carneros, cabras y reses	Transmitida normalmente por la leche infectada o por contacto. Se sospecha también de las aguas residuales
Entamoeba histolytica	Disentería	Es diseminada por aguas contaminadas y lodos empleados como fertilizante. Común en climas calientes.
Leptospira icterohemorrhagiae	Leptospirosis (enfermedad de Weil)	Transportada por ratas de drenajes
Mycobacterium tuberculosis	Tuberculosis	Se le ha aislado de aguas residuales y corrientes contaminadas. Las aguas residuales son una posible forma de transmisión. Deberá tenerse cuidado con aguas residuales y lodos de sanatorios
Salmonella paratyphi	Fiebre paratifoidea	Es común en aguas residuales y efluentes en épocas de epidemia
Salmonella typhi	Fiebre tifoidea	Es común en aguas residuales y efluentes en épocas de epidemia
Salmonella spp.	Envenenamiento de alimentos	Es común en aguas residuales y efluentes
Schistosoma spp.	Esquistosomiasis	Probablemente es destruida por un tratamiento eficiente
Shigella sso.	Disentería bacilar	Las aguas contaminadas son la principal fuente de infección

Taenia spp	Brucelosis	Los huevos son muy resistentes, están presentes en lodos y efluentes de aguas residuales. Representan peligro para el ganado en tierras irrigadas con aguas residuales o abonadas con lodos de ellas
Vibrio cholerae	Cólera	Es transmitido por aguas residuales y aguas contaminadas
Virus	Poliomielitis, hepatitis	Se desconoce aún la forma exacta de transmisión. Se encuentran en efluentes de plantas de tratamiento biológico

Tabla 2 METODOS DE DESINFECCION DISPONIBLES

---

Ebullición

Acción oligodinámica - plata y cobre

Irradiación- ultravioleta o atómica

Tratamiento con álcalis y ácidos

Tratamiento con agentes tensoactivos

Almacenamiento prolongado - 90 días

Ozonación

Aplicación de halógenos, interhalógenos y mezclas de ellos

Cloro

Bromo

Iodo

Bióxido de cloro

Cloruro de bromo

Característica	Desinfectante ideal	Cloro	Hipoclorico de sodio	Hipoclorico de calcio	Dicloro de cloro	Ozono
Toxicidad hacia los microorganismos	Deberá ser altamente tóxico a altas diluciones	Alta	Alta	Alta	Alta	Alta
Solubilidad	Debe ser soluble en agua o en los tejidos de las células	Ligeramente	Alta	Alta	Alta	Alta
Estabilidad	La pérdida de acción germicida a lo largo del tiempo deberá ser baja	Estable	Ligeramente estable	Relativamente estable	Inestable, debe generarse conforme se usa	Inestable, debe generarse conforme se usa
No tóxico hacia las formas superiores de vida	Deberá ser tóxico hacia los microorganismos y no tóxico hacia el hombre y animales	Altamente tóxico hacia las formas superiores de vida	Tóxico	Tóxico	Tóxico	Tóxico
Interacción con material extraño	No deberá ser absorbido por materia orgánica diferente a las células bacterianas	Oxida a la materia orgánica	Oxidante activo	Oxidante activo	Alta	Oxida a la materia orgánica
Toxicidad a temperatura ambiente	Deberá ser efectivo en el ámbito de temperatura ambiente	Alta	Alta	Alta	Alta	Muy alta
Penetración	Deberá tener la capacidad de penetrar a través de superficies	Alta	Alta	Alta	Alta	Alta
No corrosivo y no colorante	No deberá atacar a metales o manchar ropa	Altamente corrosivo	Corrosivo	Corrosivo	Altamente corrosivo	Altamente corrosivo

Capacidad de desodorizar

Deberá desodorizar mientras desinfecta

Alta

Moderada

Moderada

Alta

Alta

Disponibilidad

Deberá encontrarse disponible en grandes cantidades y tener un precio razonable

Costo bajo

Costo moderadamente bajo

Costo moderadamente bajo

Costo moderado

Costo alto



Usado en Europa por largo tiempo:

Primera instalación permanente, en Holanda, 1892 actualmente existen 1,000 instalaciones en 20 países

Tratamiento en París para 360 mgd-10,000 ppb.

Costo de capital: \$ 300-500/lb/día (dólares)

Ventajas:

Desinfección extremadamente rápida: 4 minutos y pequeñas dosis

No tiene efecto el pH del agua

Decolora bien

No reacciona con el amoníaco

Evita la formación de compuestos clorados

Remueve muchos olores y sabores

Deja oxígeno en el agua

Se analiza con facilidad

Ocupa poco espacio

Desventajas:

No deja residual

Existe experiencia limitada en América

Posiblemente más caro que el cloro

Tiene baja solubilidad en agua

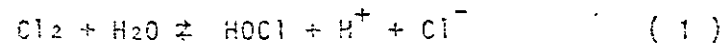
Tabla 5. REMOCION O DESTRUCCION DE BACTERIAS POR DIFERENTES PROCESOS DE TRATAMIENTO

P r o c e s o	Porcentaje de remoción
Rejillas gruesas	0-5
Rejillas finas	10-20
Cámaras desarenadoras	10-25
Sedimentación libre	25-75
Precipitación química	40-80
Filtros percoladores	90-95
Lodos activados	90-98
Cloración de aguas residuales tratadas	98-99

Tabla 6 REACCIONES EN EL AGUA

---

a) Hidrólisis:



b) Ionización:



c) Para hipocloritos:

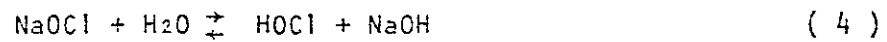


Tabla 7 CLORAMINAS

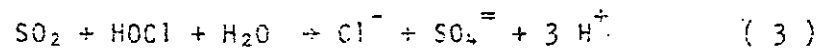
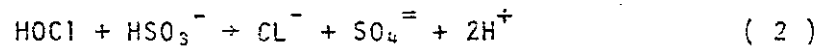
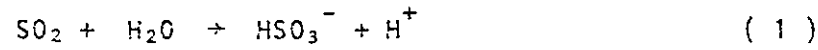
Formación	descomposición
Monocloramina	$2\text{NH}_3 + \text{Cl}_2 \rightleftharpoons \text{N}_2 + 6\text{HCl}$
$\text{NH}_3 + \text{HOCl} \rightleftharpoons \text{NH}_2\text{Cl} + \text{H}_2\text{O}$	$4\text{NH}_2\text{Cl} + 3\text{Cl}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{N}_2 + \text{N}_2$
Dicloramina	$+ \text{O} + 10\text{HCl}$
$\text{NH}_2\text{Cl} + \text{HOCl} \rightleftharpoons \text{NHCl}_2 + \text{H}_2\text{O}$	$2\text{NHCl}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{N}_2\text{O} + 4\text{HCl}$
Tricloruro de nitrógeno	$\text{HOCl} + 2\text{NHCl}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons 2\text{NO}_2$
$\text{NHCl}_2 + \text{HOCl} \rightleftharpoons \text{NCl}_3 + \text{H}_2\text{O}$	$+ 5\text{HCl}$

19

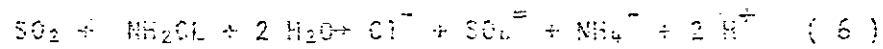
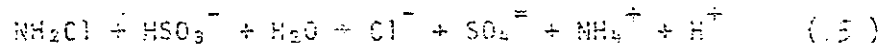
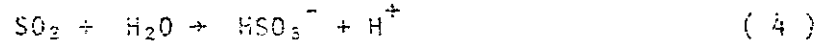
61

Tabla 8 DECLORACION CON SO<sub>2</sub>

Reacciones de cloro:



Reacción con cloraminas:



20

20



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

TRATAMIENTO UTILIZANDO EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

M. EN I. ARNULFO PAZ SÁNCHEZ

NOVIEMBRE, 1985.

## CONTENIDO

- I. - TRATAMIENTO UTILIZANDO EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.
- II. - DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE AERACION.
- III. - CONSTANTES CINÉTICAS Y PARÁMETROS DE CONTROL.
- IV. - EJERCICIO DE APLICACION.
- V. - TRATAMIENTO AERÓBICO DE LODOS.
- VI. - AERÓBIC DIGESTION (E P A).
- VII. - EFICIENCIAS DEL TRATAMIENTO DE AGUAS NEGRAS.
- VIII. - ANÁLISIS DE COSTOS.

M. L. ARNULFO PAZ SANCHEZ

Octubre de 1981.

1. - TRATAMIENTO UTILIZANDO EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.

### DISEÑO.

ML. ARNULFO PAZ SANCHEZ.

1. - FACTORES A CONSIDERAR.

a). - Variante:

Convencional.

Aeración escalonada.

Aeración a pasos.

Alto gasto.

Aeración homogénea.

Aeración extendida.

Contacto - estabilización.

Reaeración del lodo.

Aeración con oxígeno puro.

Nitrificación.

Desnitrificación.

2. - CRITERIO DE CARGA.

Parámetros.

a). - Relación F/M (alimento a microorganismos).

$$F/M = \frac{S_0}{\theta X}$$

- So, Concentración de D. B. O<sub>5</sub> en el influente,  
 θ, Tiempo de retención hidráulico =  $\frac{V}{Q}$   
 X, Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el aerador.

b). - Tiempo medio de residencia celular, θ<sub>c</sub>.

$$\theta_c = \frac{VX}{Q_w X_w + Q_e X_e}$$

Q<sub>w</sub> = Gasto del exceso de lodos,

X<sub>w</sub> = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el exceso de lodos,

Q<sub>e</sub> = Gasto del efluente tratado,

X<sub>e</sub> = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el efluente.

Definiendo la tasa de utilización específica como:

$$U = \frac{(F/M) E}{100}$$

Siendo:

E = Eficiencia del proceso,

$$U = \frac{S_0 - S}{\theta X}$$

y:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{F}{M} \frac{E}{100} - k_d = YU - k_d$$

Y, Relación de la masa celular a la masa de sustrato consumido,

k<sub>d</sub>, Coeficiente de declinación endógena.

### 3. - SELECCION DEL TIPO DE REACTOR.

Factores:

a). - Cinética,

Reactor de flujo de pistón,

Reactor completamente mezclado.

b). - Requisitos de transferencia de oxígeno,

c). - Naturaleza del agua residual,

d). - Condiciones ambientales,

e). - Costos de construcción, operación y mantenimiento, incluyendo el sedimentador secundario,



#### 4. - PRODUCCION DE LODOS Y CONTROL.

a). - Exceso de lodos.

$$P_x = Y_{obs} Q(S_o - S) \times 10^{-3}$$

$P_x$ , Lodo en exceso diario, medido como SSV.

$Y_{obs}$ , Rendimiento observado.

Y:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + k_d \theta_c}$$

b). - Control.

b. 1). - Usando el tiempo medio de residencia celular.

$$\theta_c = \frac{VX}{Q_w X + Q_e X_e}$$

Siendo  $Q_w$  el gasto del exceso de lodos extraído -- del tanque de aeración.

$$\text{Si } X_e \rightarrow 0, \quad Q_w = \frac{V}{\theta_c}$$

Si el exceso se retira de la recirculación y  $X_e \rightarrow 0$ .

$$Q_{wr} = \frac{VX}{\theta_c \cdot X_r}$$

$X_r$  = Concentración de lodos en la recirculación.

b. 2). - Usando la relación F/M

$$P_x = Q_{wr} X_r \times 10^{-3}$$

#### 5. - REQUISITOS Y TRANSFERENCIA DE OXIGENO.

$$\text{Kg } O_2/d = \frac{Q(S_o - S) \times 10^{-3}}{f} = 1.42 (P_x)$$

f = Factor de conversión de  $DBO_5$  a  $DBO_L$

El suministro de aire debe ser adecuado para:

- Satisfacer la D.B.O. de las aguas residuales.
- Satisfacer la respiración endógena de los organismos.
- Proporcionar una mezcla adecuada.
- Mantener una concentración mínima de oxígeno disuelto de 1 a 2 mg/lit en el tanque de aeración.

Para relaciones F/M > 0.3 los requisitos de aire en el --

proceso convencional son de 30 a 55 m<sup>3</sup>/Kg de DBO<sub>5</sub> removida. A menores valores de F/M, la respiración endógena, la nitrificación y los períodos prolongados de aeración aumentan el uso del aire de 75 a 115 m<sup>3</sup>/Kg. de DBO<sub>5</sub> removido.

En plantas de gasto variable, el equipo de aeración debe diseñarse con un factor de seguridad mínimo de 2, para cubrir los picos de carga orgánica. Los estándares Ten States requieren que los sistemas de difusión de aire proporcionen 150% del requisito normal.

#### 6. - REQUISITOS DE NUTRIENTES.

Para que un sistema biológico funcione adecuadamente se requieren cantidades adecuadas de nutrientes, aproximadamente 12.4% por peso de nitrógeno y una quinta parte de este valor de fósforo.

Otras sustancias importantes son Na, K, Ca, Mg, PO<sub>4</sub>, Cl, -- SO<sub>4</sub> y HCO<sub>3</sub>, requiriéndose solo muy pequeñas cantidades de Fe, Cu, Mn, Zn, B, Mo, V y Co.

#### 7. - REQUISITOS AMBIENTALES.

Temperatura.

pH (sólo se requiere control en aguas con baja alcalinidad).

#### 8. - SEPARACION DE SOLIDOS.

Hasta recientemente se ha prestado atención a este importante -- paso en el diseño de plantas de lodos activados.

A partir de un balance de masas y despreciando el exceso de lodos, se puede establecer.

$$\frac{Q}{A} = \frac{g(h-1) \left( \frac{h}{h-1} \right)^h (R)^{h-1}}{(Co) (1 + R)}$$

g, y h, son constantes empíricas.

Co, Es la concentración de SST en el efluente del tanque de aeración.

Valores típicos de g y h.

TIPO DE SISTEMA	g pies/min.	h	CARGA
Convencional	0.43 x 10 <sup>-8</sup>	2.62	0.5 $\frac{DBO}{SSVLM}$
Convencional	2.62 x 10 <sup>-6</sup>	1.70	0.24 $\frac{DBO}{SSLM}$
Convencional	29.6 x 10 <sup>-6</sup>	1.63	0.06 $\frac{Kg DBO}{Kg lodo}$

RANCOS DE FACTORES DE DISEÑO

VARIANTE.	C A N C A		lb DBO <sub>5</sub> por 5-día	Ejid de lodos - θ <sub>c</sub> (días)	Tiempo de reali- zación Φ (hr)	Efi- cien- cia, %	Concentración en el reactor mg SSLM/lit.	Relación de re- circula- ción R
	Kg. DBO <sub>5</sub> K <sub>p</sub> SSLM-día.							
Conventional, com- pletamente mezclada.	0.2 - 0.6 (0.3)		0-0.20 - 0.40 (0.035)	3-14 (5)	4-8 (7)	85-95 (90)	1100-300 (2100)	0.15-0.75 (0.30)
Aeración a pasos.	0.2 - 0.5 (0.30)		0-0.40 - 0.100 (0.050)	3-14 (5)	4-8 (5)	85-95 (90)	2000-4000 (3000)	0.2-0.8 (0.30)
Tanque de contacto, Tanque de estabiliza- ción.	0.2 - 0.5 (0.35)		0.07(1)	3-14 (5)	0.5-1.5 $\frac{(1.0)}{5-6}$ (5)	85-95 (90)	2000-4000 (2100) 1000-3000 (7000)	0.2-1.0 (0.40)
Alto gasto	0.4 - 1.5		0.075-0.10	0.25-3	1-3	60-75	4000-5000	1.0-5.0
Aeración extendida.	0.05 - 0.25		0.025	> 10	15-30	85-98	3500-5000	0.7-1.5
Oxígeno puro	0.4 - 1.0		0.15-0.25		1-3		6000-10000	

(\*) Basado en un volumen combinado de los tanques de contacto y estabilización.  
( ) Valores típicos.

9. - CALIDAD DEL EFLUENTE.

Los requisitos actuales de efluentes secundarios especifican un promedio en un mes de 30 mg/lit (suma de DBO<sub>5</sub> soluble e insoluble).

En una planta bien operada el contenido de S.S. es menor de -- 20 mg/lit, sin embargo a causa del deterioro del floculo a muy largos θ<sub>c</sub>, el efluente en plantas de aeración extendida puede exceder 70 mg/lit.

Como las ecuaciones cinéticas se aplican solo a la porción soluble, Eckenfelder propone:

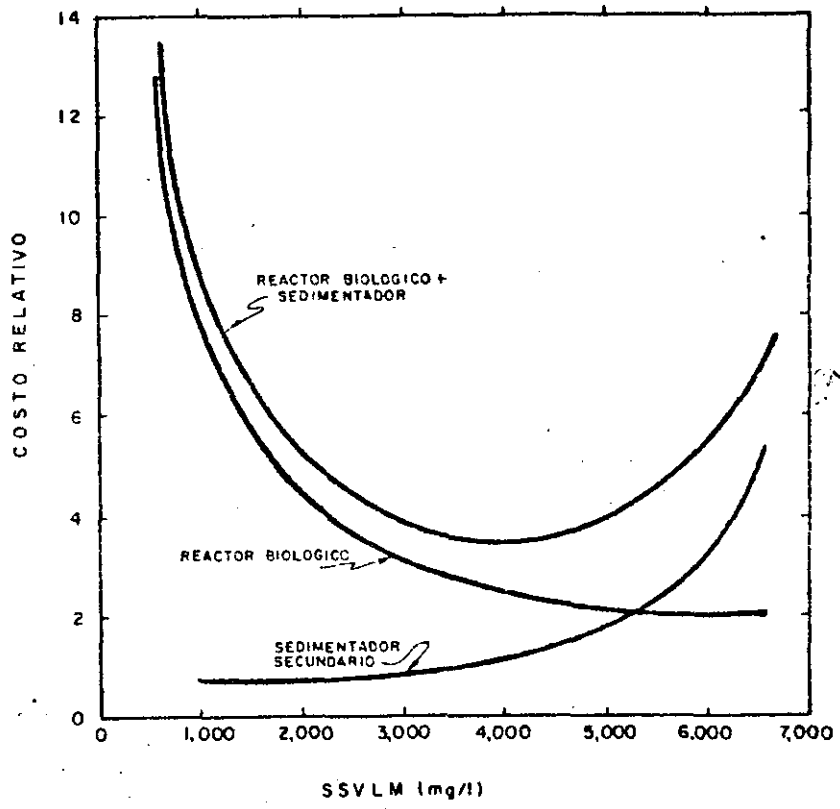
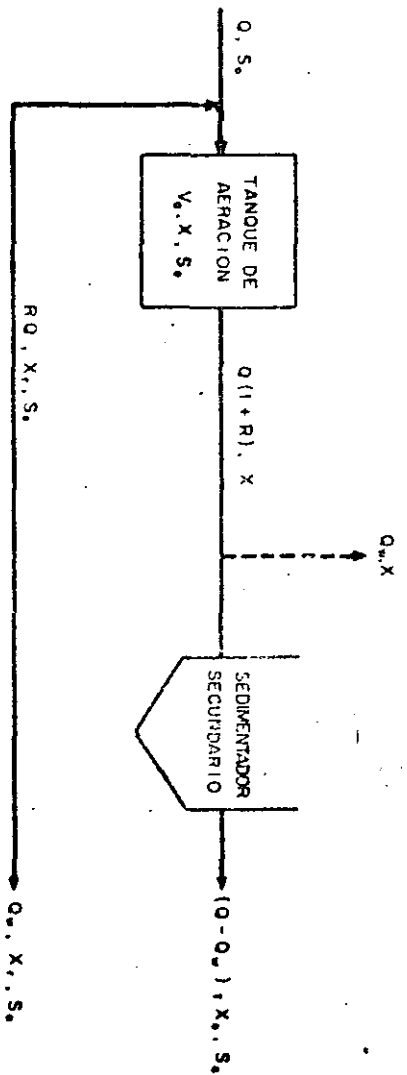
$$DBO_5 \text{ insoluble} = 5 (1.42 K_d X_a C_a)$$

$K_d$ , Coeficiente de declinación (días<sup>-1</sup>)

$X_a$ , Es la porción de masa activa en los S.S., variando de 0.5 en sistemas de alto gasto a 0.1 en aeración extendida.

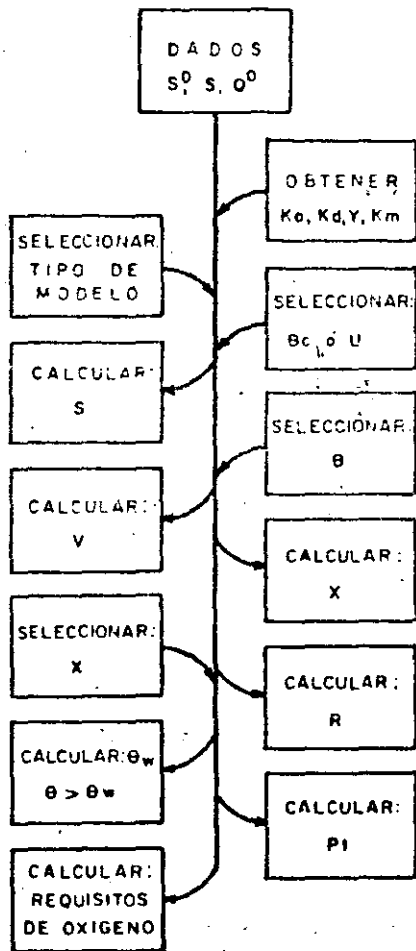
$C_a$ , Concentración de S.S. en mg/lit.

ESQUEMA DE FLUJO PARA UNA PLANTA DE  
Lodos Activados con Mezclado Completo



COSTOS EN FUNCION DE LA CONCENTRACION DE LICOR MEZCLADO

## II - DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE AERACION.



### RESUMEN DE DISEÑO BASADO EN EDAD DE LODOS

#### 1. - METODOS USUALES.

- a). - Difusión de aire con aire comprimido.
- b). - Turbina sumergida.
- c). - Aeradores superficiales de baja velocidad.
- d). - Aeradores superficiales de alta velocidad.

Como gafa Stukenberg sugiere que la aeración por difusión no se use cuando la tasa de utilización del oxígeno excede 40 mg/lit-hr.

Los aeradores de baja velocidad son aceptables para menos de 80 mg/lit-hr y para valores mayores recomienda la aeración por turbina.

#### 2. - AERACION POR DIFUSION.

Opera suministrando aire comprimido a través de difusores.

Hay 2 tipos de difusores:

Burbuja fina y Burbuja gruesa.

Metcalf y Eddy incluye difusores de burbuja intermedia.

Los difusores de burbuja fina tienen transferencia alta de oxígeno pero

se atascan más fácilmente aumentando consumos de energía.

Los de burbuja gruesa tienen menor transferencia pero requieren menor mantenimiento y menos potencia.

El funcionamiento de un tipo particular de sistema de difusión de aire se afecta por el espaciamiento entre difusores, ancho y profundidad del tanque y gasto de aire suministrado.

Véase gráficas de transferencia de O<sub>2</sub> de varios tipos de difusores.

La tasa de transferencia se determina por la ecuación:

$$(T, R) \text{ real} = (T, R) \text{ estandar} \propto \frac{C_{sa} - C}{9.2}$$

TR se expresa en libras de oxígeno transformado por horas.

$$C_{sa} = C_s \left( \frac{P_b}{59.84} \frac{O_t}{42} \right)$$

SIENDO:

C<sub>sa</sub> = Concentración de saturación del oxígeno a un tercio de la profundidad (mg/lt).

C<sub>s</sub> = Concentración de saturación del oxígeno en la super-

-ficie del líquido, mg/lt.

P<sub>b</sub> = Presión del aire en el punto de salida del difusor (pulg de Hg).

O<sub>t</sub> = % de oxígeno en el aire que sale de la superficie del líquido. Comúnmente se supone que entre 6 y 10% del oxígeno es absorbido y que el aire inicialmente contiene 21%.

$$C_s = \frac{P - p}{760 - p} \frac{475 - 2.65 S}{33.5 + T}$$

P = Presión barométrica, mm Hg.

p = Presión de vapor saturado a condiciones estandar, mm Hg.

T = Temperatura de las aguas residuales a condiciones estandar (a 20° C).

S = Sólidos disueltos en las aguas residuales g/lt.

$$P_b = \left[ \frac{H}{2.3} + \frac{P}{760} \right] 14.7 \quad 2.036$$

H = Es el tirante del agua en el punto de salida del aire.

α = Factor de corrección por efecto de agentes superficial

-les activos (0,80 a 0,85).

La potencia teórica puede calcularse por :

$$\text{Thp} = 0,00436 Q_1 P_1 \left( \frac{k}{k-1} \right) \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right]$$

k = Relación de calores específicos a presión y volúmenes constantes para compresión adiabética de moléculas -- diatómicas, k tiene un valor cercano a 1,395.

P<sub>1</sub> = Presión absoluta a la entrada psia.

P<sub>2</sub> = Presión absoluta a la salida psia.

Si se desprecian las pérdidas por fricción.

$$P_2 = \frac{\delta H}{144} + P_1$$

δ = Peso específico del agua. lb/pte<sup>3</sup>.

H = Tirante del líquido en el punto de salida del aire (pies).

Q<sub>1</sub> = Gasto del aire en la entrada, pies<sup>3</sup>/ min.

Valores de δ

Temperatura

°C

lb/pte<sup>3</sup>

10,0	62,41
15,5	62,37
21,1	62,30
26,6	62,22

La potencia al freno del compresor, puede obtenerse de la siguiente expresiva:

$$\text{Bhp} = \frac{\text{Thp}}{e}$$

e = Eficiencia del compresión. Para compresores centrífugos y gastos de aires mayores de 15 000 pies<sup>3</sup>/min., se utilizan valores entre 0,7 y 0,8.

Para compresores de desplazamiento rotorio positivo y gastos menores de 15 000 pies<sup>3</sup>/min, se aplican valores entre 0,67 y 0,74.

Un valor típico de potencia es de 1,5 a 2,5 lb de O<sub>2</sub>/HP/hr.

### 3. - AERACION POR TURBINA.

Este sistema es una combinación de un sistema de difusión de burbuja gruesa y un agitador mecánico único o doble.

Como el grado de mezcla proporcionado por este tipo es controlado por la potencia aplicada a la turbina y es independiente del gasto de aire, no hay limitaciones a la geometría del tanque.

El diámetro de la turbina al diámetro equivalente del tanque generalmente varía de 0,1 a 0,2 .

La óptima transferencia del oxígeno ocurre cuando la relación de la potencia de la turbina a la del compresor es unitaria.

La transferencia de  $O_2$ , para un solo impulsor es del orden de 1,5 o 2 lb de  $O_2$ /hp- hr y para un impulsor dual de 2,5 a 3 .

Estos dispositivos son apropiados donde se espera una gran fluctuación y la tasa de utilización del oxígeno.

### 4. - AERADORES SUPERFICIALES.

Los aeradores de alta velocidad son más baratos que los de baja velocidad, pero en la mayoría de los casos la transferencia de oxígeno y capacidad de mezclado son menores.

La transferencia de oxígeno en condiciones de campo viene dada por.

$$N = N_a \left[ \frac{\beta C_w - C}{9.2} \right] 1.024^{\frac{T-20}{\alpha}}$$

$N$  = Kg de  $O_2$ / Kw h transferido,  
 $N_a$  = Kg de  $O_2$ / Kw h transferido el agua  
a 20°C y 0 oxígeno disuelto. (Transferencia estandar).

$C_w$  = Concentración de saturación del oxígeno a la temperatura y altitud particulares mg/lt.

$C$  = Concentración de oxígeno en el tanque mg/lt.

$T$  = Temperatura °C .

$\alpha$  = Factor de corrección de transferencia.



M. en I. Arnulfo Paz Sánchez  
 CONSULTOR EN INGENIERIA SANITARIA  
 CIB. PROF. A. 68799  
 CARR. EL MANCERA 1536 - DESP. 301 TEL. 834 - 37 - 61  
 MEXICO 12, D. F.

Requisitos de energía para el mezclado. -

La mezcla es también una consideración importante en el diseño de sistema de aeración, tanto para mantener la bio masa en suspensión como para distribuir el oxígeno.

El grado de mezcla para este último es menor que el necesario para una mezcla completa.

Como todos los aeradores son bombas de baja carga, la mezcla puede relacionarse con la capacidad de bombeo.

En turbinas esta capacidad es de 1 a 10 pies<sup>3</sup>/seg x HP, mientras que en aeración por difusión y aeradores superficiales de baja velocidad es de 4.7 y 4.5 pies<sup>3</sup>/seg. x HP respectivamente. Estos valores se pueden utilizar para calcular el tiempo teórico de VOLCAMIENTO para un volumen dado.

Shell y Cassady (1973) sugirieron que el tiempo de volcamiento igual o menor de 7.5 min. es suficiente para un mezclado completo.

### III. - CONSTANTES CINÉTICAS Y PARAMETROS DE CONTROL.

#### 1. - Constantes Cinéticas:

$k_0$  = Tasa específica de crecimiento.

$K_m$  = Constante de Michaelis - Mènten o constante de saturación del sustrato.

$Y$  = Rendimiento.

$k_d$  = Constante de declinación.

#### RANGO DE VALORES DE LAS CONSTANTES CINÉTICAS. ( BASE: DBO<sub>5</sub> )

$k_0$	0.4 - 0.55	hr <sup>-1</sup>
$K_m$	50 - 120	mg/lit.
$Y$	0.5 - 0.67	mg $\frac{SSLM}{\text{mg de DBO}_5}$
$k_d$	2.0 - 3.0 x 10 <sup>-3</sup>	hr <sup>-1</sup>

#### 2. - Parámetros de control.

a). - Edad de lodos ( $\theta_c$ )

$$\theta_w = \frac{VX}{Q_w (X_r - X_e) + Q_0 X_e}$$

$\theta_c$  entre 3 y 14 días.

- 2 -

Para  $\theta_c < 3$  días, la biomasa no es suficientemente densa para sedimentar fácilmente produciendo el fenómeno de "abundamiento del lodo" (sludge bulking). Para  $\theta_c = 14$  días, las partículas de floculo son demasiado pequeñas para sedimentar fácilmente y la fricción de células vivas en la biomasa es baja.

La edad de lodos puede controlarse por la cantidad de lodo extraído del proceso ( $Q_w$ ) o por la relación de recirculación.

Para este procedimiento la ecuación anterior puede escribirse:

$$\theta_c = \frac{\theta}{1 + R - R \frac{X_r}{X}}$$

b).- Índice volumétrico de lodos ( IVL ).

Se usa como una medida empírica de la sedimentabilidad del lodo.

$$IVL = \frac{V}{V_o X}$$

IVL : ml/mg de sólidos secos.

V : Volumen de sólidos sedimentados después de 30 min.  
(ml).

- 3 -

$V_o$  = Volumen inicial del lodo (lt).

X = SSLM antes de la prueba (gr/lt).

El IVL puede usarse para el control de la velocidad de recirculación.

$$R = \frac{X (IVL)}{1 - X(IVL)}$$

c).- Factor de carga ( RELACION F/M).

En un reactor de mezcla completa .

$$F/M = U = \frac{S_o - S}{X\theta}$$

Los valores de V, se indican en la Tabla de RANGOS DE FACTORES DE DISEÑO.

12

PARAMETROS BIOLÓGICOS DE DISEÑO		
PARAMETRO	REGIMEN COMPLETAMENTE MEZCLADO.	REGIMEN DE FLUJO DE PISTON.
Tiempo hidráulico de residencia	$\theta_h = \frac{\theta}{1+R}$	$\theta_h = \frac{\theta}{1+R}$
Concentración del sustrato en el efluente.	$S = \frac{K_m (1 + k_d \theta_c)}{\theta_c (k_o - k_d) - 1}$	.
Concentración de la biomasa activa en el reactor.	$X = \frac{Y(S_o - S) \theta_c}{1 + k_d \theta_c \theta}$	$\bar{X} = Y$
Tiempo de residencia de purga.	$\theta_w = \frac{K_m + S_o}{S_o (k_o - k_d) - k_d K_m}$	$\theta_w = \frac{(K_m + S_o) (1 + R - \theta R)}{S_o (k_o - k_d) - k_d K_m}$
Edad de lodos.	$\theta_c = \frac{K_m + S}{S(k_o - k_d) - k_d K_m}$	$\theta_c^{-1} = (k_o - k_d) - \frac{K_m Y (1 + R)}{\theta \bar{X}}$ $l_e = \frac{(S_o/S) + R}{1 + R}$

(\*) Resolver las siguientes ecuaciones simultáneamente:

$$Q(1+R) dS + \frac{k_o X S}{Y (K_m + S)} dV = 0$$

$$Q(1+R) dX - \frac{k_o X S}{K_m + S} dV = 0$$

$$a: V = 0 \quad S_t = \frac{S_o + R S_r}{1 + R}$$

$$y: X_t = \frac{X_o + R X_r}{1 + R}$$

continúa sig. hoja...

(2)

(\*\*)  $\bar{X}$  = Concentración promedio.

- 1 -

## IV.- EJERCICIO DE APLICACION.

Las aguas negras de una población van a tratarse en una -  
Planta de Lodos Activados, en su variante convencional, deseando re-  
ducirse una DBO<sub>5</sub> de 300 mg/lit en el Influyente a menos de 20 mg/lit. -  
de DBO soluble en el efluente; el gasto de diseño es de 10 000 m<sup>3</sup>/dfa.

a).- Las constantes se determinan en el laboratorio. En caso de --  
aguas negras domésticas, pueden seleccionarse de los valores -  
incluidos en la tabla respectiva.

$$k_0 = 0.45 \text{ hr}^{-1}; \quad K_m = 60 \frac{\text{mg DBO}_5}{\text{litro}}$$

$$Y = 0.60 \frac{\text{mg SSLM}}{\text{mg DBO}_5}; \quad k_d = 2.5 \times 10^{-3} \text{ hr}^{-1}$$

b).- Selección del reactor.

Se elige un reactor completamente mezclado con recirculación.

c).- Otros parámetros de diseño.

$$\frac{\text{DBO}_5}{\text{DBO}_L} = 0.7 \quad \text{y} \quad \frac{\text{SSYLM}}{\text{SSLM}} = 0.9$$

- 2 -

d).- Selección de  $\theta_c$  ( Control por la edad de lodos).

$$\theta_c = 5 \text{ días.}$$

Se necesitan estudios de laboratorio para verificar este valor.

e).- Cálculo de S y V

$$S = \frac{K_m (1 + k_d \theta_c)}{\theta_c (k_0 - k_d) - 1} = \frac{60 (1 + 2.5 \times 10^{-3} \times 24 \times 5)}{5 \times 24 (0.45 - 2.5 \times 10^{-3}) - 1}$$

$$= 1.48 \text{ mg DBO}_5/\text{lit.}$$

Como este valor es menor que el de diseño, se tomará como -  
la demanda a la salida en las operaciones siguientes:

$$\text{Como } X = \frac{\theta_c Y (S_0 - S)}{\theta (1 + k_d \theta)}$$

$$\text{y además: } \theta = \frac{V}{Q}$$

$$V = \frac{\theta_c Q Y (S_0 - S)}{X (1 + k_d \theta_c)} ; \text{ Si } X = 2500 \frac{\text{mg}}{\text{lit}}$$

$$V = \frac{5 \times 10000 \times 0.6 (300 \times 0.7 - 1.48)}{2500 (1 + 0.06 \times 5)} = 1924.8 \text{ m}^3$$

- 3 -

f). - Cálculo de  $\Theta$ 

$$\Theta = \frac{V}{Q} = \frac{1924,8}{10\,000} \times 24 = 4,6 \text{ hr}$$

g). - Seleccionando la concentración de la recirculación igual a - - -  
8 000 mg/lt.

h). - Cálculo de R.

$$R = \frac{1 - \Theta/\Theta_c}{X_r/X - 1} = \frac{1 - \frac{4,6}{5 \times 24}}{\frac{8\,000}{2\,500} - 1}$$

$$R = 0,44$$

i). - Cálculo de  $\Theta_w$ .

$\Theta_w$  es el tiempo de residencia de purga de los microorganismos del reactor.

$$\Theta_w = \frac{(K_m + S_0) (1 + R - R)}{S_0 (k_0 - k_d) - k_d K_m}$$

$$\text{Siendo: } \beta = \frac{X R}{X}$$

Como  $S_0$ ,  $k_d$  y  $k$   $K_m$  son pequeñas:

- 4 -

$$\begin{aligned} \Theta_w &\approx \frac{(K_m + S_0) (1 + R - R)}{S_0 k_0} \\ &= \frac{(60 + 210) (1 + 0,44 - \frac{8000}{2500} \times 0,44)}{210 \times 0,45} \\ &= 0,09 \text{ hr} \end{aligned}$$

Como  $\Theta > \Theta_w$ , no ocurrirá la purga de los microorganismos. Es importante hacer mención que la purga no puede ocurrir en un reactor de mezcla completa si hay una concentración fija de biomasa en el gasto que entra al reactor.

j). - Cálculo del volumen del exceso de lodos.

j<sub>1</sub>). - Cálculo de  $Y_{obs}$ .

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + k_d \Theta_c} = \frac{0,6}{1 + 0,06 \times 5} = 0,46$$

j<sub>2</sub>). - Cálculo de  $P_x$ 

$$\begin{aligned} P_x &= Y_{obs} Q (S_0 - S) (10^3)^{-1} \\ &= 0,46 \times 10\,000 (210 - 1,48) \frac{1}{10^3} \\ &= 203 \text{ Kg/dfa.} \end{aligned}$$

j3). - Masa total basada en SST  $P_x(SS) = 203/0,9 = 225,7$   
Kg/dfa.

k). - Cálculo del gasto del exceso de lodos.

k1). - Para eliminación del tanque de aeración.

$$Q_w = \frac{V}{\Theta_c} = \frac{1924,8}{5} = 385 \frac{m^3}{dfa} = 4,45 \text{ lt/seg.}$$

k2). - Para eliminación de la recirculación.

$$Q_w = \frac{VX}{\Theta_c Xr} = \frac{1924,8 \times 2500}{5 \times 8000 \times 0,9} = 133,6 \frac{m^3}{dfa} =$$

$$= 1,54 \text{ lt/seg.}$$

En cualquiera de los dos casos el peso es el mismo.

l). - Cálculo de los requisitos de oxígeno.

l1). - Masa de  $DBO_L$  utilizada.

$$= \frac{Q(S_o - S) 10^{-3}}{0,7} = \frac{10\,000(210 - 1,48)}{700} =$$

$$= 2979 \text{ Kg/dfa.}$$

l2). - Requisitos de oxígeno.

$$\text{Kg } O_2/\text{dfa} = 2979 - 1,42(203) = 2690 \frac{\text{Kg}}{\text{dfa}}$$

m). - Revisión de la relación F/M

$$\frac{F}{M} = \frac{S_o}{\Theta X} = \frac{210}{\frac{4,6}{24} \cdot 2500} = 0,43 \text{ dfa}^{-1}$$

Dentro de la recomendación.

n). - Potencia aproximada de un aerador superficial.

$$\text{Kg } O_2/\text{hr} = \frac{2979}{24} = 124 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{hr}}$$

Los aeradores comerciales suministran de 1,2 a 2,4 Kg de  $O_2$ /HP-hr.

Para los siguientes datos:

Altura sobre el nivel del mar: 2240 m.

$T = 20^\circ\text{C}$

$\beta = 1$

$C_L = 2 \text{ mg/lt.}$

$\alpha = 0,85$

$$N = N_o \left[ \frac{C_w \text{ alt} - C_L}{9,17} \right] 1,024^{T-20} \alpha$$

16

- 7 -

$C_w \text{ alt} = 9 \times 0,74 = 6,7$  ( Puede obtenerse por la aplicación - de la ley de HENRY ).

$$N = N_o \left[ \frac{6,7 - 2}{9,17} \right] \quad 0,85 = 0,44 N_o$$

Si la transferencia estandar N del aerador es  $\frac{2 \text{ Kg}}{\text{hr}} \frac{\text{O}_2}{\text{HP}}$

$$N = 0,44 \times 2 = 0,88 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \frac{\text{O}_2}{\text{HP}}$$

Por tanto la potencia total de los aeradores será:

$$\frac{124}{0,88} = 140 \text{ HP}$$

Seleccionándose en un reactor cuadrado, 3 equipos de 50 HP - ó 4 de 40 HP .

## V.- TRATAMIENTO AEROBICO DE LODOS.

### DISEÑO.

La digestión aeróbica es la estabilización bioquímica oxidativa de los lodos de las aguas negras, realizada en tanques abiertos o cerrados.

#### 1.- ANTECEDENTES.

Los primeros estudios datan del principio de la década de los cincuenta, indicando que los resultados con digestión aeróbica eran similares a los obtenidos con digestión anaeróbica, en cuanto a reducción de S.V. a partir de entonces y sobre todo en la década de los setenta, se ha incrementado notablemente el número de instalaciones de este tipo. Es interesante señalar que las bases para un diseño racional apenas han sido divulgadas recientemente.

#### 2.- VENTAJAS Y DESVENTAJAS.

##### VENTAJAS:

- a). - Se produce un lodo biológicamente estable.
- b). - Este lodo no tiene olor, pudiendo disponerse fácilmente en el terreno.

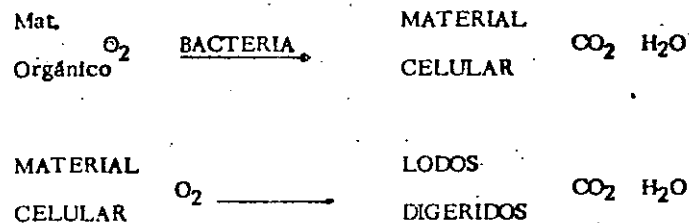
- c). - Debido a su simple construcción, los costos de construcción son menores que los de digestión anaerobia.
- d). - Los lodos tienen facilidad para secarlos.
- e). - Se obtiene practicamente el mismo % de reducción de S. V. que en la digestión anaerobia.
- f). - El licor sobrenadante tiene mas bajo contenido de D. B. O. que el de la digestión anaerobica. Comunmente su valor es menor de 100 mg/lit. (base soluble).
- g). - Hay menos problemas de operación con digestión aerobica que con anaerobica debido a que el sistema es mas estable y tiene un mínimo de equipo. Por tanto se requieren mas bajos costos y mano de obra menos calificada.
- h). - Los lodos digerido aerobicamente tienen mayor poder fertilizante que los anaerobicos.

#### DESVENTAJAS:

- a). - Mayor consumo de energia. Se vuelve más importante en plantas grandes.
- b). - La eficiencia de reducción de sólidos varfa con fluctuaciones de temperatura.
- c). - El espesamiento de los lodos digeridos producen un sobrenadante alto en concentración de sólidos.

- d). - Algunos lodos aparentemente no se secan facilmente por filtros de vacfo.

### 3. - MICROBIOLOGIA.



(Respiración endógena)

### 4. - VARIANTES DEL PROCESO.

#### a). - OPERACION SEMI-INTERMITENTE.

Apropiado para utilizarse en plantas pequeñas y medianas. Se requieren dos unidades. Se inicia el llenado en una unidad con el equipo de aeración funcionando continuamente hasta que se llena. Se continua por dos o tres semanas hasta asegurar que el lodo se ha estabilizado totalmente; mientras se inicia el llenado de la otra unidad. Al final del periodo indicado se suspende la aeración y se deja sedimentar. El liquido sobrenadante clarifi-



-cado se regresa al proceso y los lodos se remueven con una --  
concentración del 2 al 4%, dejando una pequeña cantidad como -  
siembra microbiana para el ciclo siguiente.

Algunos diseños incluyendo zonas de aquietamiento dentro de los  
digestores para hacer más continua la operación. Los resultados  
indican que esta medida no es efectiva.

#### b). - OPERACION CONTINUA.

Un diseño de digestión aeróbica continua es similar al de lodos -  
activados.

El aerador opera a nivel fijo; enviándose el lodo excedente al se-  
parador.

#### c). - OPERACION AUTO TERMICA.

En este proceso, el lodo de los clarificadores se espesa para -  
alimentarlos al digester a una concentración mayor del 4%. El -  
calor liberado en la degradación biológica de los sólidos orgáni-  
cos es suficiente para elevar la temperatura en el digester a -

mas o menos 60 °C. Con esto se obtienen algunas ventajas como  
una alta tasa de destrucción de sólidos orgánicos, requiriéndose  
menor volumen, producción de un lodo pasteurizado, destrucción  
de todas las semillas, 30 a 40% menos de oxígeno que en los otros  
procesos y una mejor separación del sobrenadante. Como desven-  
tajas se citan la incorporación de un espesador., requisitos mayo-  
res de mezclado, aeración extremadamente eficiente y el aisla-  
miento térmico de los tanques.

### 5. - DISEÑO.

#### a). - Temperatura.

Para mejorar la eficiencia del tratamiento se buscará que el di-  
seño contemple un mínimo de cambios de temperatura, constru-  
yendo los tanques de concreto, preferentemente enterrados y usan-  
do aeración sub-superficial.

#### b). - Reducción de Sólidos.

El mayor objetivo de la digestión aerobia es reducir la masa de  
sólido para su disposición.

El cambio de sólidos volátiles biodegradables puede representar  
se.

$$\frac{dM}{dt} = -K_d M$$

$k_d$  = Constante de reacción (tiempo<sup>-1</sup>).

$M$  = Concentración de sólidos volátiles biodegradables que permanecen el tiempo  $t$  en el digestor.

$t$  = Es la edad del lodo o tiempo de residencia de los sólidos.

c). - Requisitos de oxígeno.

Sistemas mesofílicos : 2 kg. de oxígeno para oxidar 1 kg. de masa celular.

Sistemas auto-térmicos, con temperatura mayor de 45° : 1.45.

d). - Mezcla.

Se requiere mezcla en un digestor aeróbico para mantener los sólidos en suspensión e inducir el movimiento del líquido desoxigenado hacia el aerador.

Este aspecto se puede estimar de las gráficas anexas, emplear de 13 a 106 kw/1000 m<sup>3</sup>.

e). - Reducción de pH.

La reducción de pH y alcalinidad es causada por la formación de ácidos que ocurre durante la nitrificación. Aunque en un tiempo se consideró esto inhibitor del proceso, los resultados indican.

que el sistema se aclimatará y trabajará bien a pH bajas.

f). - Secado de lodos.

El secado mecánico de lodos digeridos aeróbicamente es muy difícil; recomendando el uso de sistemas de secado al aire.

## 6. - FUNCIONAMIENTO.

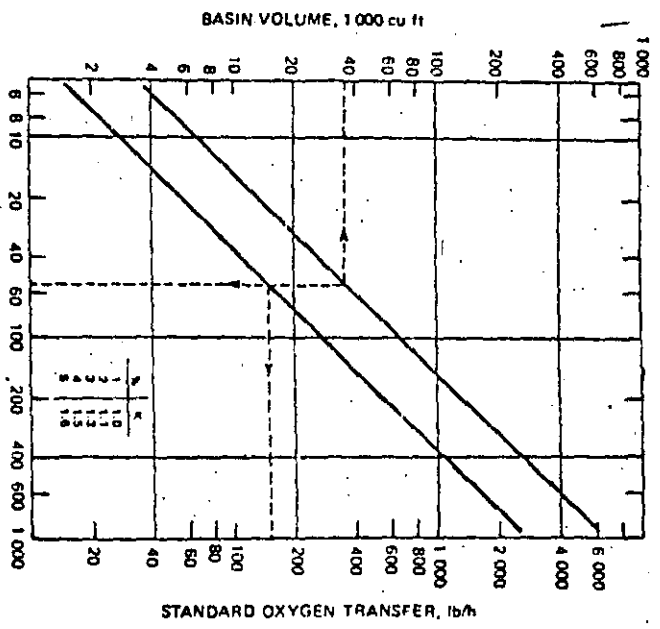
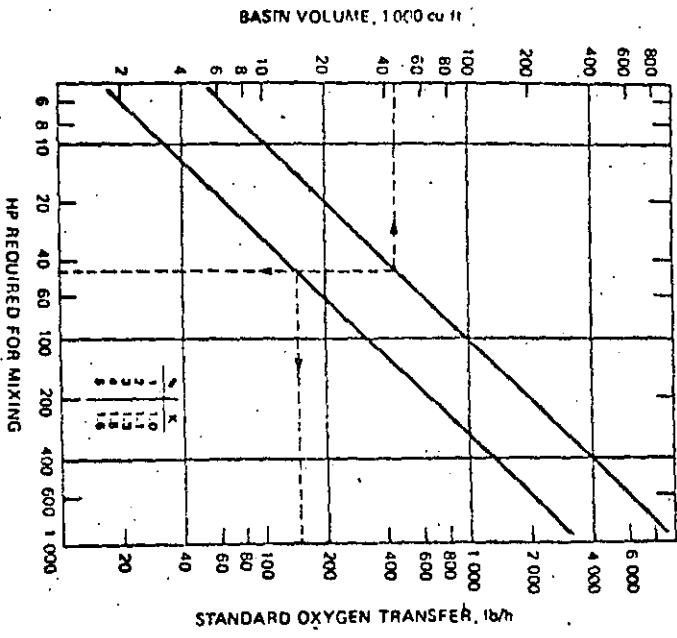
a). - Reducción total de sólidos volátiles para lodos de aguas negras

municipales se obtienen reducciones del 40 al 50 %.

b). - Calidad del sobrenadante.

El sobrenadante, que se regresa al proceso tiene aproximadamente las siguientes características.

pH	5.7 - 8.0 (6.8)
Turbiedad (UTU)	120
NO <sub>3</sub> (N) mg/lit	30 - 40
DBO <sub>5</sub> mg/lit	5 - 350 (5-50)
Sólidos Suspendidos	9 - 800 (6-300)



## CALCULO DE UN DIGESTOR AEROBIO.

### 1.- TIPO DE OPERACION

En virtud de que en el diseño de la digestión aerobia influye el tipo de operación, se ha seleccionado entre los tres posibles, el de operación convencional CONTINUA, por el tamaño de la instalación y la facilidad de realizarla.

Este tipo de operación es similar a un proceso de lodos activados. Los lodos primarios se conducen directamente de los clarificadores a los digestores aerobios, que operan a nivel fijo, recolectándose por derrame del lodo digerido, que se conduce a unos tanques SEPARADORES.

Los lodos concentrados y estabilizados se recirculan a los digestores o se remueven del proceso para su secado o disposición final.

### 2.- DESCRIPCION DE LAS UNIDADES Y EQUIPOS

Se aprovecharán los mismos tanques construidos para la digestión anaerobia, cuyo número es 4.

Son de sección circular de 30 m de diámetro y tienen su sección vertical cilíndrica en la parte superior y otra tronco-cónica en la inferior.

En cada digestor se instalará un aerador de alta velocidad montado sobre flotadores, tanto para el suministro de oxígeno, como para mantener en suspensión los sólidos.

Cada dos digestores se alimentarán por un sedimentador primario y tendrán un tanque separador y una sala de control de la digestión.

Los lodos escurrirán de las primarios a los digestores por gravedad.

La recolección de lodos de los digestores se hará por medio de una canaleta perimetral que terminará en una caja, de donde por medio de tuberías se conducirán a los tanques separadores por gravedad.

Los tanques separadores, de 7 m. de diámetro y sección circular, con un cuerpo cilíndrico superior y otro tronco-cónico inferior, se colocarán en medio de cada dos digestores.

Los separadores tendrán una canaleta perimetral para coleccionar el licor sobrenadante que se enviará a la sala de control, en donde por medio de bombeo se regresará a la caja de distribución del influente.

Del fondo de los separadores se extraerá el lodo concentrado, conduciéndose a la sala de control, de donde se podrá recircular a los digestores o extraerse del proceso para su secado en las

centrifugas o disposición final por medio de pipas.

Para el bombeo del licor sobrenadante se instalarán dos bombas en cada sala de control y para la recirculación o extracción de los lodos concentrados se contará con dos equipos de bombeo en cada sala.

Queda como opcional la instalación de equipos de medición del gasto en las tuberías de alimentación a cada digestor, colocándose después de las válvulas en la sala de control.

3.- CONSIDERACIONES PARA EL CALCULO DE LA DIGESTION AEROBIA

El cálculo se basa en las siguientes consideraciones:

a) Producción de lodos:

Primarios: 140 Kg/1000 m<sup>3</sup>

Exceso de lodos activados:  $\frac{85}{225 \text{ Kg/1000 m}^3}$

Por tanto para: 86 400 m<sup>3</sup>/día

Producción diaria: 225 x 86.4 = 19 440 Kg

b) Sólidos volátiles:

65% de los lodos primarios

75% de los lodos activados

Por tanto:

140 x .65 x 86.4 = 7 862.4

85 x .72 x 86.4 = 5 287.6

Total de sólidos volátiles: 13 150.0 Kg/día

c) Reducción de Sólidos volátiles:

En la digestión el valor común es 40%

13 150 x 0.4 = 5 260 Kg/día

4.- CALCULO DEL VOLUMEN DE LOS DIGESTORES.

De acuerdo con METCALF AND EDDY, el volumen se calculará sobre un tiempo de retención de 15 a 20 días para digestores que tratan lodos primarios mas el exceso de lodos activados.

Considerando una concentración del 4 % en los lodos extraídos de los sedimentadores primarios:

Volumen de lodos:  $\frac{19\ 440 \text{ Kg}}{40 \text{ Kg/m}^3} = 486 \text{ m}^3/\text{día}$

Por tanto, para 15 días de retención

486 x 15 = 7 290 m<sup>3</sup>

El volumen disponible en los cuatro digestores, considerando un bordo libre de 0.90 es de :

7 900.8 m<sup>3</sup>

Con lo cual se tendrán:

$\frac{7\ 900.8}{485} = 16.3 \text{ días}$

5.- REQUISITOS DE OXIGENO :

El valor utilizado para calcular los requisitos de oxígeno es de 2 Kg por Kg. de sólidos volátiles destruidos.

23

Kg. de O<sub>2</sub>/día = 5 260 x 2 = 10 520

Kg. de O<sub>2</sub>/hora/digestor = 109.58

6.- CORRECCION PARA AJUSTAR LA TRANSFERENCIA A CONDICIONES DE CAMPO.

Aplicando:

N = No \* (beta \* C - CL) / 9.17 \* 1.024 \* T-20

- N Kg de O2/HP transferido en condiciones de campo
No Kg de O2/HP transferido en el agua a 20 C y cero oxigeno disuelto
beta Factor de correccion salinidad
Tension superficial ( 0.95 a 1.0 )
C Concentracion de saturacion para las condiciones de campo, mg/l
CL Concentracion de oxigeno disuelta en los digestores, (mg/l)
T Temperatura C
alpha Factor de correccion de transferencia de oxigeno para el lodo,

aproximadamente igual a 0.85

No = 109.58 \* [ (9.17 / (7.2 - 0.5)) \* (1.024^2 / 0.85) ]

= 109.58 x 1.69 = 185 Kg O2/hr.

Para T = 18 C, C para las condiciones del Lago igual a 7.2 y CL = 0.5

CL = 0.5

rara el suministro del oxigeno se necesitará un aerador superficial con potencia entre 125 y 150 HP, con las siguientes transferencias.

185.01 / 125 = 1.48 Kg de O2/hr x HP

185.01 / 150 = 1.23 Kg de O2/hr x HP

7.- REVISION DE LAS CONDICIONES DE MEZCLA

a) Utilizando aeradores de alta velocidad:

Con 125-Hp, se puede mantener una mezcla completa en un digestor de 1 850 m3 con un contenido de sólidos del 3%.

Con 150 HP, el volumen del digestor que puede mantenerse completamente mezclado es de 2 177 m3

b) Utilizando aeradores de baja velocidad:

Con 125 HP, el volumen del digestor es de 2 830 m3

Con 150 HP, el volumen del digestor resulta de 3 483 m3.

8.- CALCULO DEL SEPARADOR DE LODOS.

El diseño de un separador de lodos en digestión aerobia se basa en una carga superficial menor de 8.16 m3/m2 x día ( 200 gal/día x pie 2 ).

Para un gasto de  $243 \text{ m}^3/\text{dfa}$ , se requiere un tanque de 7 m. - -  
de diámetro con una carga superficial de  $6.32 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{dfa}$ .

El fondo del tanque será atollado, proporcionándose un ángulo de -  
 $30^\circ$ .

### 9.- RECIRCULACION DE LODOS Y DISPOSICION DEL SOBRENADANTE

Por balance de masas en el separador se obtiene:

$$(R + Q_i) X = (R + Q_w) X_u + Q_d X_e$$

Siendo:

R, Volumen de recirculación  $\text{m}^3/\text{dfa}$

$Q_i$ , Volumen de lodos entrantes  $\text{m}^3/\text{dfa}$

X, Sólidos suspendidos en el digestor  $\text{mg}/\text{lt}$

$Q_w$ , Lodo digerido a secado o disposición final  $\text{m}^3/\text{dfa}$

$X_u$ , Concentración del lodo extraído del separador  $\text{mg}/\text{lt}$

$Q_d$ , Volumen del licor sobrenadante  $\text{m}^3/\text{dfa}$

$X_e$ , Xólidos suspendidos en el licor sobrenadante.

Desarrollando:

$$RX + Q_i X = RX_u + Q_w X_u + Q_d X_e$$

$$\text{Pero } Q_w X_u + Q_d X_e = \frac{XV}{E.L}$$

Siendo:

V = Volumen de digestión y

E.L = Edad del lodo.

Para 40 % de reducción de sólidos suspendidos, se requieren - -  
475 días - grados.

Si consideramos una temperatura mínima del lodo de  $15^\circ \text{C}$

$$E.L = \frac{475}{15} = 31.7 \text{ días}$$

Despejando a  $X_u$ , para una R de  $518.4 \text{ m}^3/\text{día}$  ( 6 lt/seg)

$$X_u = \frac{X \left( Q_i + R - \frac{V}{E.L} \right)}{R}$$

Si  $X = 40\,000 \text{ mg}/\text{lt}$  ( 4% )

$$X_u = \frac{40\,000 \left( 243 + 518.4 - \frac{3\,955}{31.7} \right)}{518.4}$$

$$= 49\,120 \text{ mg}/\text{lt}$$

Con este valor obtenemos el volumen de lodos a secarse o disponerse  
y el volumen del licor sobrenadante.

Llamando f a la fracción del influente del digestor retenida y 1-f a la -  
fracción que sale como sobrenadante:

$$f = \frac{X_i}{X_u} \times \text{fracción de sólidos no destruida}$$

$X_i$ , concentración de S.S en los lodos entrantes.

Fración de sólidos no destruidas

$$\frac{19\ 440 - 5\ 260}{19\ 440} = 0.73$$

Por tanto si  $X_1 = 40\ 000$

$$f = \frac{40\ 000}{49\ 120} \times 0.73 = 0.59$$

Luego de los  $243\ m^3/dfa$ , se extraerán  $144.3\ \frac{m^3}{dfa}$ , y se obtendrá un volumen de licor sobrenadante de  $100\ m^3/dfa$  en cada sección de  $0.5\ m^3/seg$ .

Con los valores obtenidos se puede hacer el ajuste de la recirculación, obteniéndose un valor de  $f = 0.55$  y  $1-f = 0.45$

Por tanto la capacidad de las bombas del licor sobrenadante ( $5\ lt/seg$ ) se eligió para tener flexibilidad de operación intermitente, bombeando solo durante un turno.

VL - AEROBIC DIGESTION (E. P. A)

20

10.- TUBERIAS.

En la elección del diámetro de las tuberías de conducción de las diferentes etapas de proceso, rige la recomendación de diámetro mínima.



## 6.3.3 Design Considerations

considerably greater than the theoretical hydraulic residence time. The reaction rate term  $K_d$  is a function of sludge type, temperature, and solids concentration. It is a pseudocconstant,

## 6.3 Aerobic Digestion

Aerobic digestion is the biochemical oxidative stabilization of wastewater sludge in open or closed tanks that are separate from the liquid process system.

## 6.3.1 Process Description

## 6.3.1.1 History

Studies on aerobic digestion of municipal wastewater sludge have been conducted since the early 1950's (175,176). Early studies (177,178) indicated that aerobic digestion performed as well as, if not better than, anaerobic digestion in reducing volatile solids in sludge. Aerobic digestion processes were economical to construct, had fewer operating problems than anaerobic processes, and produced a digested sludge that drained well. By 1963, at least one major equipment supplier (179) had approximately 130 installations in plants with flow from 10,000 to 100,000 gallons per day (37.8 to 378 m<sup>3</sup>/day). By the late 1960's and early 1970's, consulting engineers across the country were specifying aerobic digestion facilities for many of the plants they were designing.

## 6.3.1.2 Current Status

As of early 1979, numerous plants use aerobic digestion, and several of them are quite large (11). Because of significant improvements in design and control of anaerobic processes, coupled with the significant mid-1970 jump in energy costs, the continued use of aerobic digestion, except in the small facility, is much in doubt.

## 6.3.1.3 Applicability

Although numerous lab and pilot-scale studies have been conducted on a variety of municipal wastewater sludges, very few documented, full-scale studies have been reported in the literature. Table 6-21 lists some of these aerobic digestion studies and provides information on the type of sludge studied, temperature of digestion, scale of study, and literature reference.

## 6.3.1.4 Advantages and Disadvantages

Various advantages have been claimed (66,197) for aerobic digestion over other stabilization techniques, particularly anaerobic digestion. Based on all current knowledge, the following advantages can be cited for properly designed and operated aerobic digestion processes:

- Have capital costs generally lower than for anaerobic systems for plants under 5 MGD (220 l/s) (170).
- Are relatively easy to operate compared to anaerobic systems.

- Do not generate nuisance odors (199,200).
- Will produce a supernatant low in BOD<sub>5</sub>, suspended solids, and ammonia nitrogen (199,200).
- Reduce the quantity of grease or hexane solubles in the sludge mass.
- Reduce the number of pathogens to a low level under normal design. Under auto-heated design, many systems provide 100 percent pathogen destruction (187).

TABLE 6-21  
SELECTED AEROBIC DIGESTION STUDIES ON VARIOUS  
MUNICIPAL WASTEWATER SLUDGES

Sludge type	Studies under 50°F	Studies between 50° - 86°F	Studies over 86°F
Primary sludge	180	181, (182) <sup>a</sup>	183, 184
Primary sludge plus waste-activated lime	187	187	(185) (186) (187)
iron alum		188	
waste-activated + iron		189	
trickling filter		189, (190)	
waste paper		190	
Contact stabilization sludge		181	
Contact stabilization sludge plus iron alum	192	191	
		192, 197, (199)	
Waste-activated sludge		(190)	
Trickling filter sludge		(190), (194)	
		195	
		181, 196	

<sup>a</sup> ( ) indicates full-scale study results.

As with any process, there are also certain disadvantages. In aerobic digestion processes, the disadvantages are:

- Usually produce a digested sludge with very poor mechanical dewatering characteristics.
- Have high power costs to supply oxygen, even for very small plants.
- Are significantly influenced in performance by temperature, location, and type of tank material.

## 6.3.1.5 Microbiology

Aerobic digestion of municipal wastewater sludges is based on the principle that, when there is inadequate external substrate available, microorganisms metabolize their own cellular mass. In

actual operation, aerobic digestion involves the direct oxidation of any biodegradable matter and the oxidation of microbial cellular material by organisms. These two steps are illustrated by the following reactions:



The suspended solids concentration in the digester will range from the value of the influent suspended solids concentration or 8,000 mg/l to the maximum value of the thickened and stabilized solids concentration of 30,000 mg/l. On the average, the suspended solids concentration within the digester is equal to 70 percent of the thickened solids concentration, or 21,000 mg/l.

An average poundage of suspended solids in the supernatant can be approximated by the following equation.

$$(\text{SS concentration in supernatant})(1-f)(8.34)(\text{influent flow})$$

where  $f$  is the fraction of influent flow into the aerobic digester that is retained, and  $1-f$  is the fraction that leaves as supernatant. The term  $f$  can be approximated by the following equation.

$$f = \frac{\text{influent SS concentration}}{\text{thickened SS concentration}} \times \text{fraction of solids not destroyed}$$

For winter conditions, the fraction of solids not destroyed is:

$$\frac{1,262 \text{ lb total solids} - 394 \text{ lb of solids reduced}}{1,262 \text{ lb total solids}} = 0.69$$

Then, the term  $f$  for this example, is:

$$\frac{8,000 \text{ mg/l}}{30,000 \text{ mg/l}} \times 0.69 = 0.18$$

Therefore, 18 percent of the influent flow into the aerobic digester will be retained, and 82 percent will leave as supernatant.

For a properly designed solids-liquid separator (under 200 gallons per day per sq ft [8.16 m<sup>3</sup>/day/m<sup>2</sup>] overflow rate), the suspended solids concentration would be approximately 300 mg/l.

The influent flow can be found by dividing the influent solids load (1,262 pounds per day [572 kg/day]) by the influent solids concentration [8,000 mg/l]. The result is 18,914 gallons per day (71.5 m<sup>3</sup>/day).

The pounds of suspended solids intentionally wasted per day from the aerobic digestion system can now be approximated from the following expression.

$$(\text{SS concentration in thickened sludge})(f)(8.34)(\text{influent flow}).$$

All the terms in the above equation have been previously defined.

It is now possible to solve for the required tank volume for any given sludge age. In this example, winter conditions govern, and it was previously calculated that a 47.5-day minimum was required. From the values previously discussed:

$$47.5 \text{ days} = \frac{(21,000 \text{ mg/l})(8.34)(\text{tank volume-million gallons})}{((300 \text{ mg/l})(1-0.18) + (30,000)(0.18))(8.34)(0.018915 \text{ mil gal})}$$

$$\text{Tank volume} = 0.233 \text{ million gallons (881 m}^3\text{)}$$

Theoretical hydraulic detention time:

$$\frac{233,000 \text{ gallons}}{18,915 \text{ gallons per day}} = 12.3 \text{ days}$$

This is the minimum volume, to which must be added capacity for weekend storage and precipitation requirements. For this design, two tanks will be provided, each to have a volume capacity of 233,000 gallons (881 m<sup>3</sup>) (100 percent stand-by capacity as per state requirements).

The actual dimensions of the tanks depend on the aeration equipment utilized and are discussed in the following section.

#### Power Requirements

The designer has decided to use low-speed mechanical aerators for mixing and oxygen transfer in the aerobic digester.

Previous calculations have indicated that the maximum oxygen requirement was 966 pounds oxygen per day (438 kg/day). After making corrections for plant elevation, alpha and beta factors, water temperature, and minimum residual requirements, the engineer calculated an overall mass transfer coefficient  $K_L a$  of 3.53 hr<sup>-1</sup>. From this value, in conjunction with Figure 6-7, power requirements will be calculated as follows.

Initially, a depth of 12 feet (3.65 m) is selected. Since each tank is to be 233,000 gallons (881 m<sup>3</sup>), the surface area with a 12-foot (3.65 m) liquid depth would be 2,596 sq ft (241 m<sup>2</sup>). A pivot point P is located by placing a straight-edge across scales D and  $K_L a$  of Figure 6-40. Then a line is drawn through pivot point P connecting scale  $A_s$ , tank surface area, to the required reducer shaft horsepower scale. The required shaft horsepower for one tank would be 19 horsepower (14.1 kW). Assuming a motor reducer efficiency of 92 percent, total motor horsepower would equal 19 ÷ 0.92, or 20.6 horsepower (15.4 kW). The aerator manufacturer recommends that a minimum 10 horsepower unit (7.5 kW) will be required to mix the 12-foot (3.65 m) liquid depth. Each 10 horsepower unit (7.5 kW)

$$30000 \times 0.18 \times 18914 \times 8.34 = 91,200 \frac{\text{lb}}{\text{day}}$$

could mix an area 40 feet by 40 feet (12.1 m by 12.1 m). After making some calculations, the designer decides to use two 10-horsepower (7.5 kW) units in each tank, each tank being 36 feet (10.9 m) wide by 72 feet (24.5 m) long and having a total tank depth of 14 feet (4.2 m) allowing 2 feet (0.61 m) of free board. Figure 6-43 shows a view of the plan.

SUMMER CONDITIONS 483 lbs VS REDUCED/DAY - 966 lbs O<sub>2</sub>/day  
 WINTER CONDITIONS 394 lbs VS REDUCED/DAY - 788 lbs O<sub>2</sub>/day  
 EACH TANK 72 ft LONG BY 36 ft WIDE = 12 ft LIQUID DEPTH PLUS  
 2 ft OF FREEBOARD

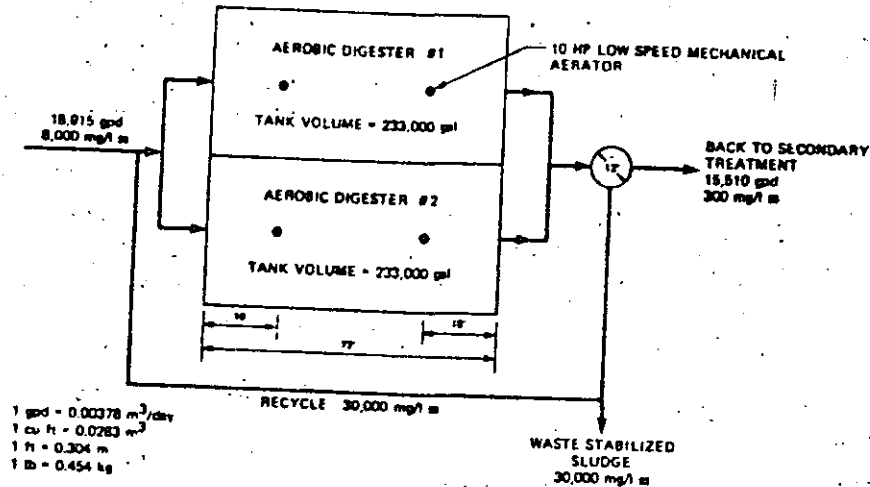


FIGURE 6-43

#### SUMMARY OF RESULTS FOR AEROBIC DIGESTION DESIGN EXAMPLE

##### Clarifier Surface Area

Surface area was based on an overflow rate of 200 gallons per square foot per day (8.16 m<sup>3</sup>/day/m<sup>2</sup>). At an influent flow of 18,915 gallons per day (71.5 m<sup>3</sup>/day), the required surface area is 95 square feet (8.8 m<sup>2</sup>). The designer selected a 12-foot (3.7 m) diameter clarifier.

##### Supernatant Flow

It was previously calculated that 82 percent of the influent to the aerobic digester would leave as supernatant. Based on an influent of 18,915 gallons per day (71.5 m<sup>3</sup>/day), the supernatant flow will be 15,510 gallons per day (58.6 m<sup>3</sup>/day), plus any precipitation.

#### 6.3.6 Cost

##### 6.3.6.1 Capital Cost

A regression analysis of construction bids from 1973-1977 indicated that, on the basis of USEPA Municipal Wastewater Treatment Plant Construction Cost Index - 2nd quarter 1977, the capital cost could be approximated by Equation 6-13 (198).

$$C = 1.47 \times 10^5 Q^{1.14}$$

(6-13)

where:

C = capital cost of process in dollars

Q = plant design flow in million gallons of wastewater flow per day

The associated costs included those for excavation, process piping, equipment, concrete, and steel. In addition, such costs as those for administrating and engineering are equal to 0.2264 times Equation 6-13 (198).

##### 6.3.6.2 Operation and Maintenance Cost

Although there are many items that contribute to operation and maintenance cost, in most aerobic digestion systems, the two most prevalent are staffing requirements and power usage.

##### Staffing Requirements

Table 6-24 lists labor requirements for both operation and maintenance. The labor indicated includes: checking mechanical equipment, taking dissolved oxygen and solids analyses, and general maintenance around the clarifier.

##### Power Requirements

In 1979, the cost of power for operating aeration equipment has become a significant factor. It is possible to minimize power consumption through two developments in environmental science.

- Make sure that the tank geometry and aeration equipment are compatible (212). The difference between optimized and unoptimized design can mean as much as a 50 percent difference in power consumption.
- Pace devices to control oxygen (power) input (218). Because of temperature effects, oxygen requirements for any given aerobic digestion system can vary as

Lagunas	Volumen (mg).
Filtración al vacío	Arca de filtros (pies <sup>2</sup> ).
Centrifugación	Capacidad (GPM)
Incineración	Capacidad de sólidos secos (lb/hr).

Para actualizar el costo al año corriente, multiplicar el costo anterior por la relación de índices.

NOTA:

Para aplicar la información anterior a las condiciones de México, se sugiere multiplicar los costos obtenidos por un factor que variará de 0.5 a 0.66, dependiendo de la calidad de la obra.

GRAFICAS E P A .

Para completar este tema se incluyen copias de los costos de construcción de plantas de aguas negras de 1973 a 1980, preparado por la E P A. Su aplicación a México queda sujeto a la adaptación de coeficientes de reducción.

Las gráficas están divididas en tres partes.

A. - CURVAS DE COSTOS DE PRIMER ORDEN QUE CORRESPONDE A COSTO DE CAPITAL.

B. - CURVAS DE COSTOS DE SEGUNDO ORDEN.

Costos de procesos unitarios.

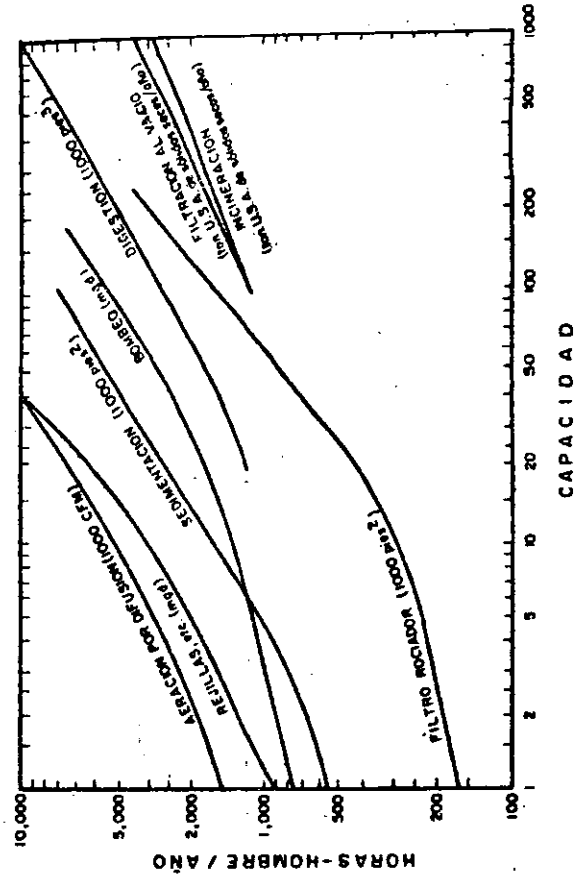
C. - CURVAS DE COSTOS DE TERCER ORDEN.

Costos separados de los componentes del proceso.

40

BIBLIOGRAFIA.

1. - SUNDSTROM - KLEI Wastewater Treatment Prentice Hall 1979.
2. - PETERS and TIMMER HAUS Planta Design and Economics for Chemical Engineers, MCGRAW Hill 1968.
3. - BRILLER R, Discounted Cash Flow Analysis to Select Equipment, J. Env. Eng. Div. ASCE 102 595-611 (1976).
4. - E P A. - Construction Costs for Municipal Wastewater Treatment Plants : 1973- 1980.



GRAFICA I

## CHAPTER 6

### STABILIZATION

#### 6.1 Introduction

The principal purposes of stabilization are to make the treated sludge less odorous and putrescible and to reduce the pathogenic organism content. Some procedures used to accomplish these objectives can also result in other basic changes in the sludge. The selection of a certain method hinges primarily on the final disposal procedure planned. If the sludge is to be dewatered and incinerated, frequently no stabilization procedure is employed. Most stabilization methods, particularly anaerobic and aerobic digestion, result in a substantial decrease in the amount of suspended sludge solids. Hence, the corollary function of conversion is included in the description of these processes.

This chapter provides detailed discussion of four processes that have the primary function of sludge stabilization. These processes are anaerobic digestion, aerobic digestion, lime stabilization, and chlorine oxidation. Both anaerobic and aerobic digestion are currently increasing in popularity. The former is receiving revived attention from some cities and new attention from others for several reasons. The production of methane in anaerobic digestion is attractive in view of energy shortages, as is the suitability of anaerobically digested sludges to disposal on land. Also, it is being recognized that problems experienced previously with anaerobic digestion were actually due to other wastewater process considerations. Interest in aerobic digestion of excess activated sludge is growing because it has the potential for providing a good quality liquid process stream and can produce exothermic reaction conditions. A major impetus for processes such as anaerobic and aerobic digestion and lime treatment is the growing emphasis on utilization of sludge rather than mere disposal. Chlorine oxidation is of limited use for special situations or where septic tank wastes are involved.

Several other sludge treatment processes provide varying degrees of stabilization, although this is not their principal function. Composting is practiced in several United States cities and is being actively investigated for others. This process is considered important enough, with the emphasis on recycling of sludge to the land, that it alone is discussed in Chapter 12. Heat treatment, discussed in Chapter 8, has been installed in several new United States plants to improve sludge conditioning and dewatering economics. Some processes used to disinfect

sludge, such as heat drying and pasteurization, also provide limited stabilization. These processes are discussed in Chapters 7 and 10.

Selection of the optimum stabilization method for any treatment and disposal system requires an in-depth understanding of the method and its limitations. The designer must recognize these limitations and accommodate them in the design of the subsequent processing and disposal steps.

## 6.2 Anaerobic Digestion

### 6.2.1 Process Description

Anaerobic digestion is the biological degradation of complex organic substances in the absence of free oxygen. During these reactions, energy is released and much of the organic matter is converted to methane, carbon dioxide, and water. Since little carbon and energy remain available to sustain further biological activity, the remaining solids are rendered stable.

#### 6.2.1.1 History and Current Status

Anaerobic digestion is among the oldest forms of biological wastewater treatment. It was first used a century ago to reduce both the quantity and odor of sewage sludges. Originally, anaerobic digestion was carried out in the same tank as sedimentation, but the two-story tanks developed in England by Travis and in Germany by Imhoff began a trend toward separating the two processes. Separate sludge digestion tanks came into use in the first decades of this century. At first, these were little more than simple holding tanks, but they provided the opportunity to control environmental conditions during anaerobic digestion and, thereby, improve process performance. With the development of digester heating and, subsequently, mixing, anaerobic digestion became the most common method of stabilizing sludge.

As both industrial waste loads and the general degree of wastewater treatment increased, the sludges generated by treatment plants became more varied and complex. Digester systems failed because their design and operation were empirically developed under simpler conditions. As a result, anaerobic sludge digestion fell into disfavor. However, interest in anaerobic digestion of dilute wastes stimulated a new wave of research into the process. The resulting development of steady state models in the 1960s (1,2,3), dynamic models in the 1970s (4,5,6), and increasing research into the basic biochemical processes (7,8,9,10) led to significant improvements in both reliability and performance of anaerobic digesters.

Currently, sludge stabilization by anaerobic digestion is used extensively. A 1977 survey (11) of 98 municipal wastewater treatment plants in the United States found that 73 used anaerobic digestion to stabilize and reduce the volume of sludge. Because of emphasis on energy conservation and recovery and environmental pressure to use wastewater sludges on land, it is expected that anaerobic digestion will continue to play a major role in municipal sludge processing.

### 6.2.1.2 Applicability

A wide variety of sludges from municipal wastewater treatment plants can be stabilized through anaerobic digestion. Table 6-1 lists some types of sludge that have been anaerobically digested in full-scale, high rate digesters.

**TABLE 6-1**  
**TYPE AND REFERENCE OF FULL-SCALE STUDIES ON**  
**HIGH RATE ANAEROBIC DIGESTION OF MUNICIPAL**  
**WASTEWATER SLUDGE (13, 14, 15, 16-34)**

Sludge type	Reference	
	Mesophilic digestion	Thermophilic digestion
Primary and lime	16, 17	-
Primary and ferric chloride	18	-
Primary and alum	19	-
Primary and trickling filter	20, 21	-
Primary, trickling filter, and alum	22	-
Primary and waste activated	23, 24, 25, 26	25, 27, 28, 29
Primary, waste activated, and lime	30, 31	-
Primary, waste activated, and alum	30, 32, 33	-
Primary, waste activated, and ferric chloride	30	-
Primary, waste activated, and sodium aluminate	32, 33	-
Waste activated only (pilot plant only)	13, 14, 15, 34	13, 14, 15

Solids-liquid separation of digested primary sludge is downgraded by even small additions of biological sludge, particularly activated sludge. Although mixtures of primary and biological sludge will break down readily under anaerobic conditions, the net rate of the reaction is slowed slightly (12). Experience with full-scale anaerobic digestion of straight activated sludge is limited, although laboratory (13,14) and pilot-scale studies (15) demonstrate that separate digestion of activated sludge is feasible.

Chemical sludges have been successfully digested anaerobically, although in several cases, volatile solids reduction and gas



production were low, compared with conventional sewage sludges (35,36). Decreased performance appears to result from reduced biodegradability, rather than from toxic inhibition of the anaerobic microorganisms (35).

Anaerobic digestion is a feasible stabilizing method for wastewater sludges that have low concentrations of toxins and a volatile solids content above 50 percent. The obligate anaerobic microorganisms are sensitive and do not thrive under fluctuating operating conditions. Consequently, the process must be carefully considered for use at treatment plants where wide variations in sludge quantity and quality are common.

### 6.2.1.3 Advantages and Disadvantages

Anaerobic digestion offers several advantages over other methods of sludge stabilization; specifically, the process:

- Produces methane, a usable source of energy. In most cases, the process is a net energy producer, since the energy content of digester gas exceeds the energy demand for mixing and heating. Surplus methane is frequently used for heating buildings, running engines, or generating electricity (37,38,39). (Refer to Chapter 18.)
- Reduces total sludge mass through the conversion of organic matter to primarily methane, carbon dioxide, and water. Commonly, 25 to 45 percent of the raw sludge solids are destroyed during anaerobic digestion. This can substantially reduce the cost of sludge disposal.
- Yields a solids residue suitable for use as a soil conditioner. Anaerobically digested sludge contains nutrients and organic matter that can improve the fertility and texture of soils. Odor levels are greatly reduced by anaerobic digestion.
- Inactivates pathogens. Disease-producing organisms in sludge die off during the relatively long detention times used in anaerobic digestion. The high temperatures used in thermophilic digestion (122 to 140°F, 50 to 60°C) have an additional bactericidal effect. Pathogen reduction during anaerobic digestion is discussed in Chapter 7.

Principal disadvantages of anaerobic sludge digestion are that it:

- Has a high capital cost. Very large, closed digestion tanks are required, which must be fitted with systems for feeding, heating, and mixing the sludge.

- Is susceptible to upsets. Microorganisms involved in anaerobic decomposition are sensitive to small changes in their environment. Monitoring of performance and close process control are required to prevent upsets.
- Produces a poor quality sidestream. Supernatants from anaerobic digesters often have a high oxygen demand and high concentrations of nitrogen and suspended solids. Recycling of digester supernatant to the plant influent may upset the liquid process stream or produce a build-up of fine particles in the treatment plant. In plants that are required to remove nitrogen from the wastewater, the soluble nitrogen in the supernatant can cause problems and/or increased costs of treatment.
- Keeps methane-producing bacteria growth at a slow rate. Large reactors are required to hold the sludge for 15 to 30 days to stabilize the organic solids effectively. This slow growth rate also limits the speed with which the process can adjust to changes in waste loads, temperature, and other environmental conditions (40).

#### 6.2.1.4 Microbiology

Anaerobic digestion involves several successive fermentations carried out by a mixed culture of microorganisms (7,10). This web of interactions comprises two general degradation phases: acid formation and methane production. Figure 6-1 shows, in simplified form, the reactions involved in anaerobic digestion.

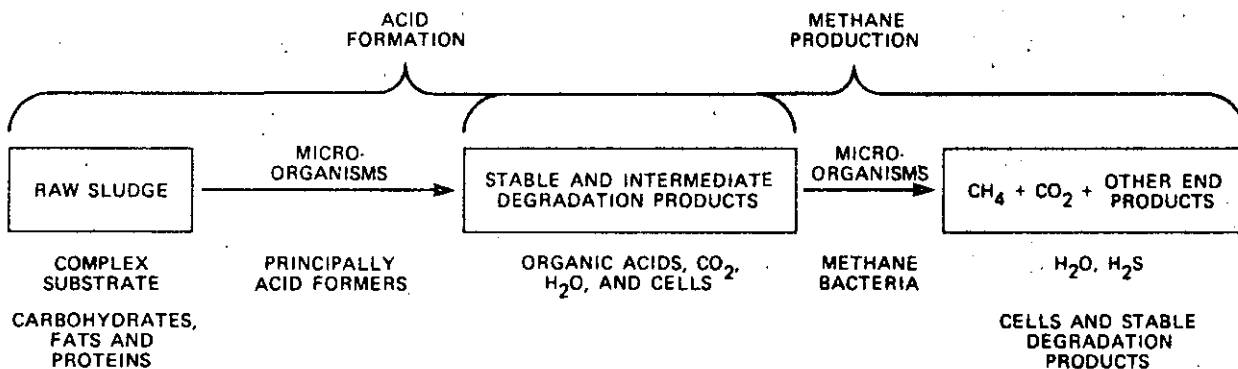


FIGURE 6-1

#### SUMMARY OF THE ANAEROBIC DIGESTION PROCESS

In the first phase of digestion, facultative bacteria convert complex organic substrates to short-chain organic acids--primarily acetic, propionic, and lactic acids. These volatile

organic acids tend to reduce the pH, although alkaline buffering materials are also produced. Organic matter is converted into a form suitable for breakdown by the second group of bacteria.

In the second phase, strictly anaerobic bacteria (called methanogens), convert the volatile acids to methane (CH<sub>4</sub>), carbon dioxide (CO<sub>2</sub>), and other trace gases. There are several groups of methanogenic bacteria, each with specific substrate requirements, that work in concert to reduce complex wastes such as sewage sludge. Tracer studies indicate that there are two major pathways of methane formation:

- The cleavage of acetic acid to form methane and carbon dioxide.



- The reduction of carbon dioxide, by use of hydrogen gas or formate produced by other bacteria, to form methane.



When an anaerobic digester is working properly, the two phases of degradation are in dynamic equilibrium; that is, the volatile organic acids are converted to methane at the same rate that they are formed from the more complex organic molecules. As a result, volatile acid levels are low in a working digester. However, methane formers are inherently slow-growing, with doubling times measured in days. In addition, methanogenic bacteria can be adversely affected by even small fluctuations in pH, substrate concentrations, and temperature. In contrast, the acid formers can function over a wide range of environmental conditions and have doubling times normally measured in hours. As a result, when an anaerobic digester is stressed by shock loads, temperature fluctuations, or an inhibitory material, methane bacteria activity begins to lag behind that of the acid formers. When this happens, organic acids cannot be converted to methane as rapidly as they form. Once the balance is upset, intermediate organic acids accumulate and the pH drops. As a result, the methanogens are further inhibited, and the process eventually fails unless corrective action is taken.

The anaerobic process is essentially controlled by the methane bacteria because of their slow growth rate and sensitivity to environmental change. Therefore, all successful designs must be based around the special limiting characteristics of these microorganisms.

## 6.2.2 Process Variations

Experimentation over the years has yielded four basic variations in anaerobic sludge digestion: low-rate digestion, high-rate digestion, anaerobic contact, and phase separation.

High-rate digestion is obviously an improvement over low-rate digestion, and its features have been incorporated into standard practice. The anaerobic contact process and phase separation, while offering some specific benefits, have not been used for sludge digestion in full-scale facilities.

### 6.2.2.1 Low-Rate Digestion

The simplest and oldest type of anaerobic sludge stabilization process is low-rate digestion. The basic features of this process layout are shown on Figure 6-2. Essentially, a low-rate digester is a large storage tank. With the possible exception of heating, no attempt is made to accelerate the process by controlling the environment. Raw sludge is fed into the tank intermittently. Bubbles of sludge gas are generated soon after sludge is fed to the digester, and their rise to the surface provides the only mixing. As a result, the contents of the tank stratify, forming three distinct zones: a floating layer of scum, a middle level of supernatant, and a lower zone of sludge. Essentially, all decomposition is restricted to the lower zone. Stabilized sludge, which accumulates and thickens at the bottom of the tank, is periodically drawn off from the center of the floor. Supernatant is removed from the side of the tank and recycled back to the treatment plant. Sludge gas collects above the liquid surface and is drawn off through the cover.

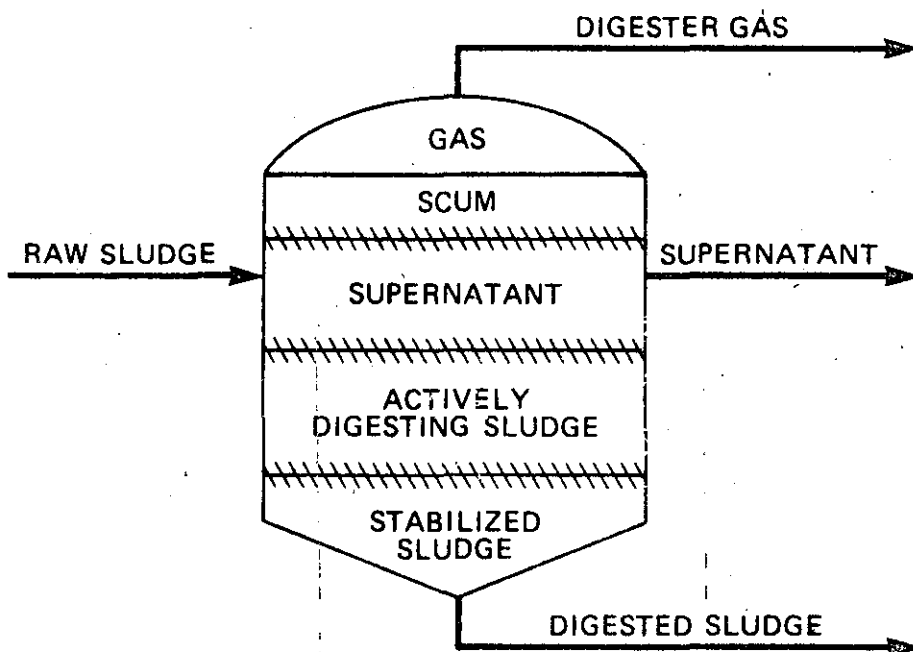
### 6.2.2.2 High-Rate Digestion

In the 1950s, research was directed toward improving anaerobic digestion. Various studies (24,41,42,43,44) documented the value of heating, auxiliary mixing, thickening the raw sludge, and uniform feeding. These four features, the essential elements of high-rate digestion, act together to create a steady and uniform environment, the best conditions for the biological process. The net result is that volume requirements are reduced and process stability is enhanced. Figure 6-3 shows the basic layout of this process.

#### Heating

The contents of a high-rate digester are heated and consistently maintained to within 1°F (0.6°C) of design temperature. Heating is beneficial because the rate of microbial growth and, therefore, the rate of digestion, increases with temperature. Anaerobic organisms, particularly methanogens, are easily inhibited by even small changes in temperature. Therefore, close

control of the temperature in a digester helps maintain the microbial balance and improves the balance of the digestion process.



UNHEATED  
UNMIXED  
INTERMITTENT FEEDING AND WITHDRAWAL  
DETENTION TIME: 30-60 DAYS  
LOADING RATE: 0.03-0.10 lb VSS/cu ft/day  
(0.4-1.6 kg VSS/m<sup>3</sup>/day)

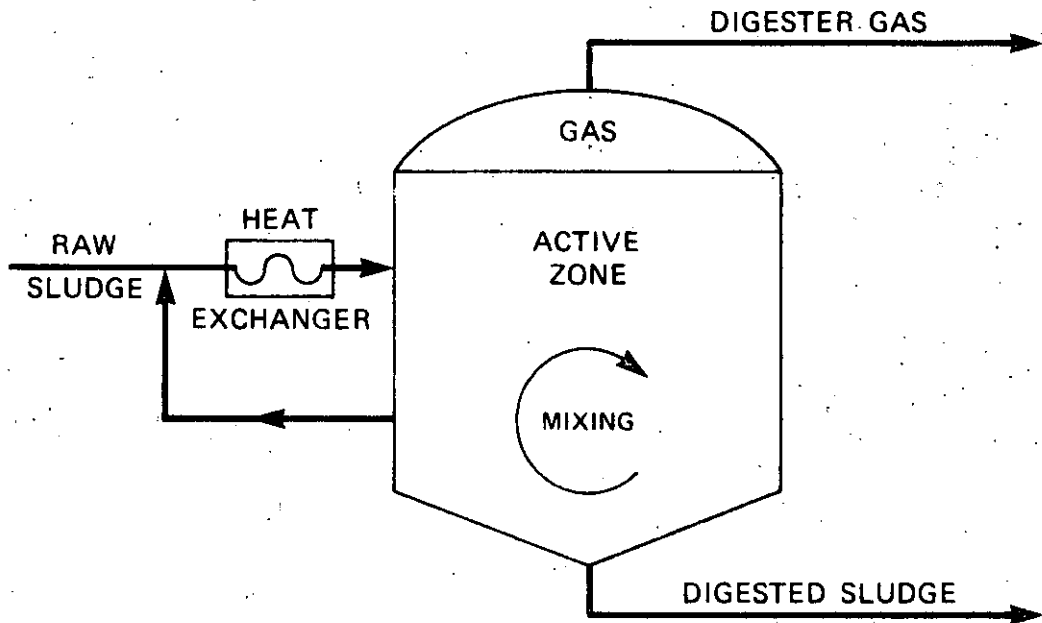
FIGURE 6-2

### LOW-RATE ANAEROBIC DIGESTION SYSTEM

Methane production has been reported at temperatures ranging from 32°F to as high as 140°F (0 to 60°C). Most commonly, high-rate digesters are operated between 86 and 100°F (30 and 38°C). The organisms that grow in this temperature range are called mesophilic. Another group of microorganisms, the thermophilic bacteria, grow at temperatures between 122 and 140°F (50 and 60°C). Thermophilic anaerobic digestion has been studied since the 1930s, both at laboratory scale (13,45,46) and plant scale (27,28,29). This research was recently reviewed by Buhr and Andrews (47). In general, the advantages claimed for thermophilic over mesophilic digestion are: faster reaction rates that permit lower detention times, improved dewatering of the digested sludge, and increased destruction of pathogens.

Disadvantages of thermophilic digestion include their higher energy requirements for heating; lower quality supernatant, containing larger quantities of dissolved materials (29);

and poorer process stability. Thermophilic organisms are particularly sensitive to temperature fluctuation. More detailed information on the effects of temperature on digestion is included in Section 6.2.4. Design of digester heating systems is discussed in Section 6.2.6.2.



HEATED TO CONSTANT TEMPERATURE  
 MIXED  
 CONTINUOUS FEEDING AND WITHDRAWAL  
 DETENTION TIME: 10-15 DAY MINIMUM  
 LOADING RATE: 0.10-0.50 lb VSS/cu ft/day  
 (1.6-8.0 kg VSS/m<sup>3</sup>/day)

FIGURE 6-3

**SINGLE-STAGE, HIGH-RATE ANAEROBIC  
 DIGESTION SYSTEM**

Auxiliary Mixing

Sludge in high-rate digesters is mixed continuously to create a homogeneous environment throughout the reactor. When stratification is prevented, the entire digester is available for active decomposition, thereby increasing the effective detention time. Furthermore, mixing quickly brings the raw sludge into contact with the microorganisms and evenly distributes metabolic waste products and toxic substances. Methods of mixing and mixing system designs are described in Section 6.2.6.3.

## Pre-thickening

The benefits of thickening raw sludge before digestion were first demonstrated by Torpey in the early 1950s (24). By gravity thickening a combination of primary and excess secondary sludge before digestion, he was able to achieve stabilization equivalent to digestion without thickening in one quarter of the digester volume. In addition, liquid that had previously been removed as digester supernatant was instead removed in the preceding thickener. Since thickener supernatant is of far better quality than digester supernatant, it had significantly less adverse impact when returned to the wastewater treatment stream. Also, heating requirements were considerably reduced by pre-thickening, since smaller volumes of raw sludge entered the digesters.

Later full-scale studies by Torpey and Melbinger (48) showed that thickening of digester feed sludge could be improved by recycling a portion of the digested sludge back to the gravity thickener. This variation of high-rate digestion, often called the Torpey process, is shown schematically on Figure 6-4. The results of Torpey and Melbinger's studies are summarized in Table 6-2. While the initial effect of recirculation was to improve thickening, further benefits were obtained. Improved thickening of the feed sludge increased the detention time (solids retention time) in the digesters and, thereby, enhanced solids reduction during digestion. The result was that the volume of sludge for final disposal was reduced by 43 percent. These results were obtained with the same overall plant treatment efficiencies and wastewater aeration requirements as had been achieved prior to the recycling of digested sludge.

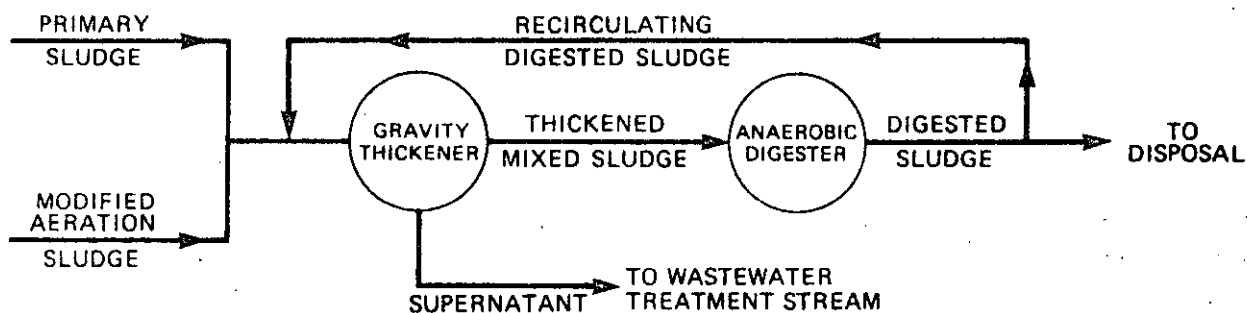


FIGURE 6-4

### FLOW DIAGRAM FOR THE TORPEY PROCESS

There is, however, a point beyond which further thickening of feed sludge has a detrimental effect on digestion. Two problems can result from over-concentration of feed sludge.

1. Good mixing becomes difficult to maintain. The solids concentration in the digester affects the viscosity, which, in turn, affects mixing. Sawyer and Grumbling (49) experienced difficulty in mixing when the solids content in the digester exceeded six percent. Because of the reduction of volatile solids occurring during digestion, the solids concentration within the digester is less than the feed solids concentration. Therefore, feed solids concentrations may reach eight to nine percent before mixing is impaired.
2. Chemical concentrations can reach levels that can inhibit microbial activity. A highly thickened feed sludge means that the contents of the digester will be very concentrated. Compounds entering the digester, such as salts and heavy metals, and end products of digestion, such as volatile acids and ammonium salts, may reach concentrations toxic to the bacteria in the digester (50). For example, in one case, digester failure followed a three-month period during which feed solids concentrations ranged from 8.2 to 9.0 percent (51). It is believed that this caused ammonium alkaline products to reach toxic concentrations.

**TABLE 6-2**  
**RESULTS OF RECIRCULATING DIGESTED SLUDGE TO**  
**THE THICKENER AT BOWERY BAY PLANT, NEW YORK (48)**

	Without recirculation <sup>a</sup>	With recirculation <sup>b</sup>
Raw sludge		
Dry weight, lb/day	108,000	101,500
Digester feed (includes recirculation)		
Dry weight, lb/day	108,000	144,300
Solids concentration, percent	8.2	9.9
Digested sludge to disposal		
Dry weight, lb/day	60,000	47,500
Solids concentration, percent	4.6	6.1
Volume, cu ft/day	20,700	12,300

<sup>a</sup>Averages for operation in 1961. Average treatment plant flow = 105 MGD.

<sup>b</sup>Averages for 15 months of operation with 33, 50, or 67 percent recirculation of digested sludge. Average treatment flow = 101 MGD.

1 lb/day = 0.454 kg/day  
1 cu ft/day = 0.0283 m<sup>3</sup>/day

### Uniform Feeding

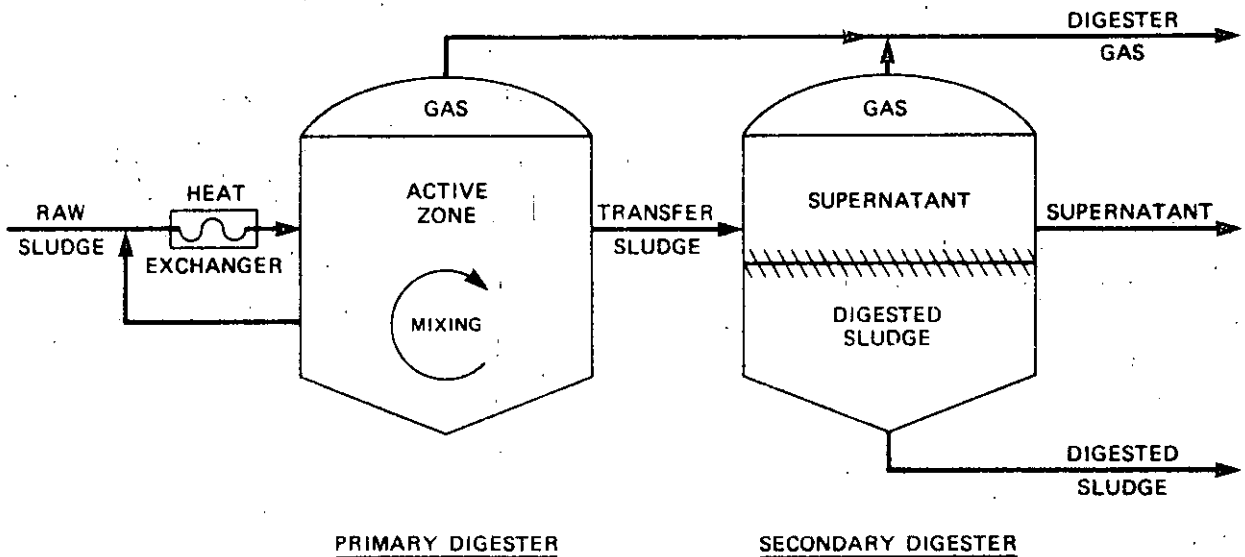
Feed is introduced into a high-rate digester at frequent intervals to help maintain constant conditions in the reactor.



In the past, many digesters were fed only once a day or even less frequently. These slug loadings placed an unnecessary stress on the biological system and destabilized the process. Although continuous feeding is ideal, it is acceptable to charge a digester intermittently, as long as this is done frequently (for example, every two hours). Methods of automating digester feeding are described in Section 6.2.6.5.

### Two-Stage Digestion

Frequently, a high-rate digester is coupled in series with a second digestion tank (Figure 6-5). Traditionally, this secondary digester is similar in design to the primary digester, except that it is neither heated nor mixed. Its main function is to allow gravity concentration of digested sludge solids and decanting of supernatant liquor. This reduces the volume of the sludge requiring further processing and disposal. Very little solids reduction and gas production takes place in the second stage (23).



**FIGURE 6-5**

### **TWO-STAGE, HIGH-RATE ANAEROBIC DIGESTER SYSTEM**

Unfortunately, many secondary digesters have performed poorly as thickeners, producing dilute sludge and a high strength supernatant. The basic cause of the problem is that, in most cases, anaerobically digested sludges do not settle readily. Basically, two factors contribute to this phenomenon (52).

1. Flotation of solids. The contents of the primary digestion tank may become supersaturated with digester gas. When this sludge is transferred into the secondary digestion tank, the gas will come out of solution, forming small bubbles. These bubbles attach to sludge particles and provide a buoyant force that hinders settling.
2. High proportion of fine-sized particles. Fine-sized solids are produced during digestion by both mixing (53) and the natural breakdown of particle size through biological decomposition (54). These fines settle poorly and enter the supernatant. The problem is compounded when secondary and tertiary sludges are fed into the digesters. The solids in these sludges have quite often been flocculated and, thus, are more easily broken up during digestion than primary sludge solids.

The return to the head of a plant of poor quality supernatant from two-stage digestion often has an adverse impact on the performance of other treatment processes. Supernatant commonly contains larger quantities of dissolved and suspended materials. (See Section 6.2.4.3 for a more detailed description of supernatant quality). For example, Figure 6-6 shows that at one secondary treatment plant, most of the carbon and nitrogen leaving the secondary digester was found in the supernatant and, consequently, was returned to the liquid process stream. The impact of high recycle loads on treatment at one midwestern plant is shown on Figure 6-7. When digester supernatant was recycled, solids built up in the plant, and the total amount of suspended solids in the final effluent increased by 22 percent.

Suggestions for improving liquid-solids separation in secondary digesters have included vacuum degassing (56), elutriation (57), and enlarging the secondary digester. However, in many cases, particularly when biological sludges are digested, it is better to eliminate the secondary digester altogether (52). Digested sludge is then taken directly to either a facultative sludge lagoon (see Chapter 15) or mechanical dewatering equipment (see Chapter 9). Since solids capture is better in the units, their sidestreams are of relatively high quality compared with supernatant from secondary digesters.

A secondary digester may successfully serve the following functions:

- Thickening digested primary sludge.
- Providing standby digester capacity. If the secondary digester is equipped with adequate heating, mixing, and intake piping.
- Storing digested sludge. A secondary digester fitted with a floating cover can provide storage for sludge.

- Assuring against short-circuiting of raw sludges through digestion. This may be important for odor control if digested sludge is transferred to open basins or lagoons (see Chapter 15). It also provides a margin of safety for pathogen reduction.

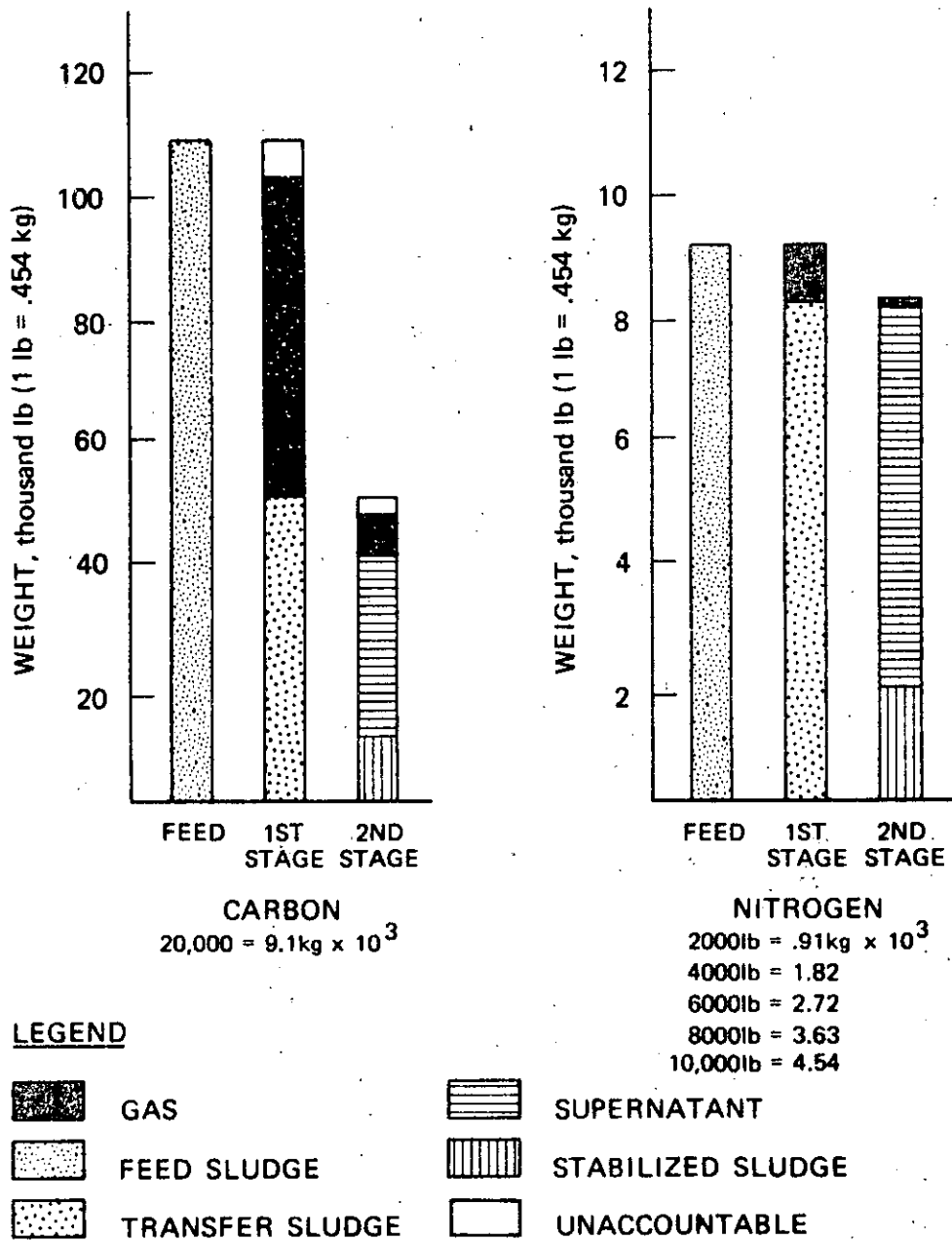
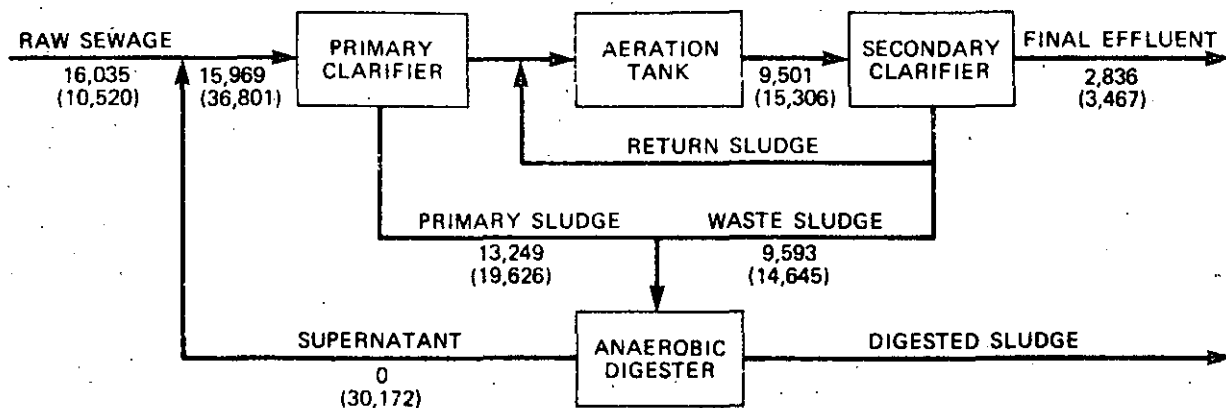


FIGURE 6-6

**CARBON AND NITROGEN BALANCE FOR A TWO-STAGE, HIGH-RATE DIGESTION SYSTEM (23)**



DATA IN PARENTHESES WERE OBTAINED WHEN UNTREATED SUPERNATANT WAS RETURNED TO THE HEAD OF THE PLANT. (AVERAGE OF THREE GRAB SAMPLES). DATA NOT IN PARENTHESES WERE OBTAINED WHEN NO SUPERNATANT WAS RECYCLED. (AVERAGE OF THIRTEEN GRAB SAMPLES). SOLIDS FLOWS DO NOT BALANCE BECAUSE OF GRAB SAMPLING. ALL VALUES EXPRESSED AS lb SS/day (1 lb day = 0.454 kg/day).

FIGURE 6-7

**EFFECT OF RECYCLING DIGESTER SUPERNATANT ON THE SUSPENDED SOLIDS FLOW THROUGH AN ACTIVATED SLUDGE PLANT (55)**

6.2.2.3 Anaerobic Contact Process

The anaerobic contact process is the anaerobic equivalent of the activated sludge process. As shown on Figure 6-8, the unique feature of this variation is that a portion of the active biomass leaving the digester is concentrated and then mixed with the raw sludge feed. This recycling allows for adequate cell retention to meet kinetic requirements while operating at a significantly reduced hydraulic detention time.

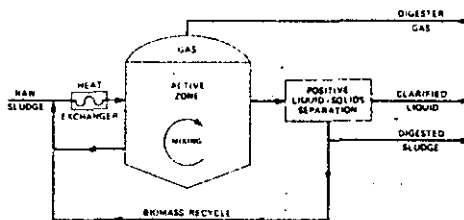


FIGURE 6-8

**ANAEROBIC CONTACT PROCESS**

Positive solids-liquid separation is essential to the operation of the anaerobic contact process. To gain any of the benefits from recycling, the return stream must be more concentrated than

the contents of the digester. The difficulties in thickening anaerobically digested sludge have been discussed above. Vacuum degasifiers have been used in anaerobic contact systems to reduce the buoyancy effect of entrapped gas, thereby improving cell settling (56).

The anaerobic contact process has found application in the treatment of high strength industrial wastes (56,58,59), and it has been operated successfully at a laboratory scale to stabilize primary sludge (60). Nevertheless, this system configuration is rarely considered in municipal anaerobic sludge digestion because of the difficulty in achieving the necessary concentration within the return stream.

#### 6.2.2.4 Phase Separation

As discussed in Section 6.2.1.4, anaerobic digestion involves two general phases: acid formation and methane production. In the three preceding anaerobic digestion processes, both phases take place in a single reactor. The potential benefits of dividing these two phases into separate tanks were discussed as early as 1958 (61).

Subsequent research (62,63) has shown that two-phase digestion is feasible for the treatment of sewage sludges. Figure 6-9 shows a schematic of this multi-stage system as conceived by Ghosh, and others (63).

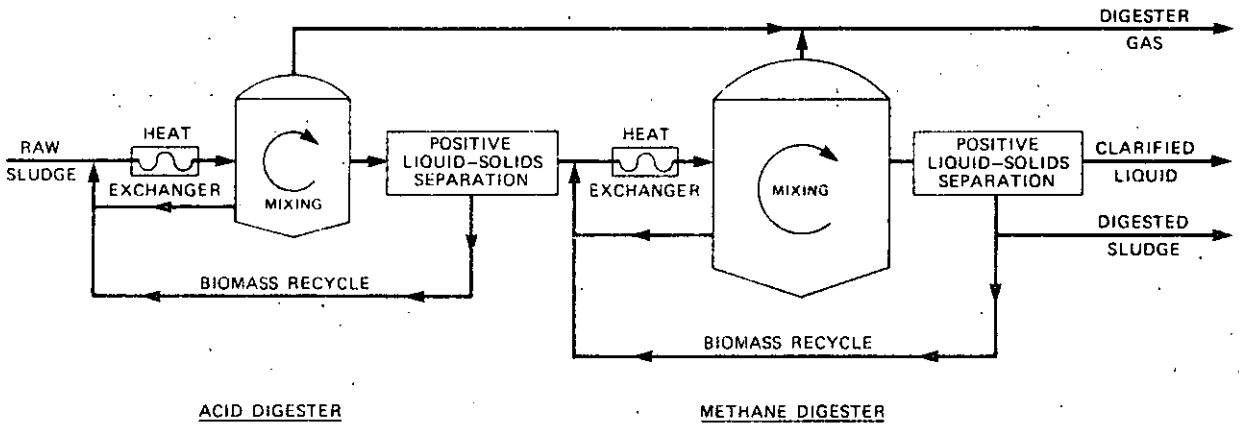


FIGURE 6-9

### TWO-PHASE ANAEROBIC DIGESTION PROCESS

An effective means of separating the two phases is essential to the operation of anaerobic digestion in this mode. Possible separation techniques include dialysis (62), addition of chemical inhibitors, adjustment of the redox potential (64), and kinetic control by regulating the detention time and recycle ratio for each reactor (63). The latter approach is the most practical and has been developed into a patented process (U.S. Patent 4,022,665).

Operating data for a bench-scale system, summarized in Table 6-3, show the differences between the reactors in a two-phase system. The acid digester has a very short detention time (0.47 to 1.20 days), low pH (5.66 to 5.86), and produces negligible amounts of methane. Conditions in the methane digester are similar to those found in a conventional high-rate digester, which is operated to maintain the optimum environment for the methanogenic bacteria. The detention time listed in Table 6-3 for the methane digester (6.46 days) is significantly lower than the detention time in a conventional high-rate digester. However, this is probably because the two-phase system was operated in a bench-scale system rather than in a full-scale system where conditions are not ideal. The main advantage of a two-phase system is that it allows the creation of an optimum environment for the acid fermenters. As of 1979, a two-phase system has never been operated at a plant scale.

**TABLE 6-3**  
**OPERATING AND PERFORMANCE CHARACTERISTICS FOR**  
**THE BENCH-SCALE, TWO-PHASE ANAEROBIC DIGESTION**  
**OF WASTE ACTIVATED SLUDGE (63)**

Parameter	Acid digester	Methane digester	Combined two-phase system
Temperature, °C	37	37	37
Detention time, day	0.47-1.20	6.46	6.86-7.66
Loading,			
lb VS/day/cu ft	1.54-2.67	0.18	0.20
pH	5.66-5.86	7.12	7.12
Ammonia nitrogen, mg/l	490-600	766	766
Average alkalinity, mg/l CaCO <sub>3</sub>	790	4,127	4,127
Gas composition, mole percent			
CH <sub>4</sub>	19-44	69.7	65.9
CO <sub>2</sub>	73-33	29.0	32.3
N <sub>2</sub>	8-23	1.3	1.8
Gas yield, standard cu ft/lb VS reduced	0.2-0.9	17.7	15.7
Methane yield, standard cu ft/lb VS reduced	0.1-0.3	11.9	10.7
VS reduction, percent	8.5-31.1	29.3	40.2
Effluent volatile acid, mg/l HAc	3,717	134	134

1 lb/day/cu ft = 16.0 kg/day/m<sup>3</sup>  
 1 cu ft/lb = .0623 m<sup>3</sup>/kg

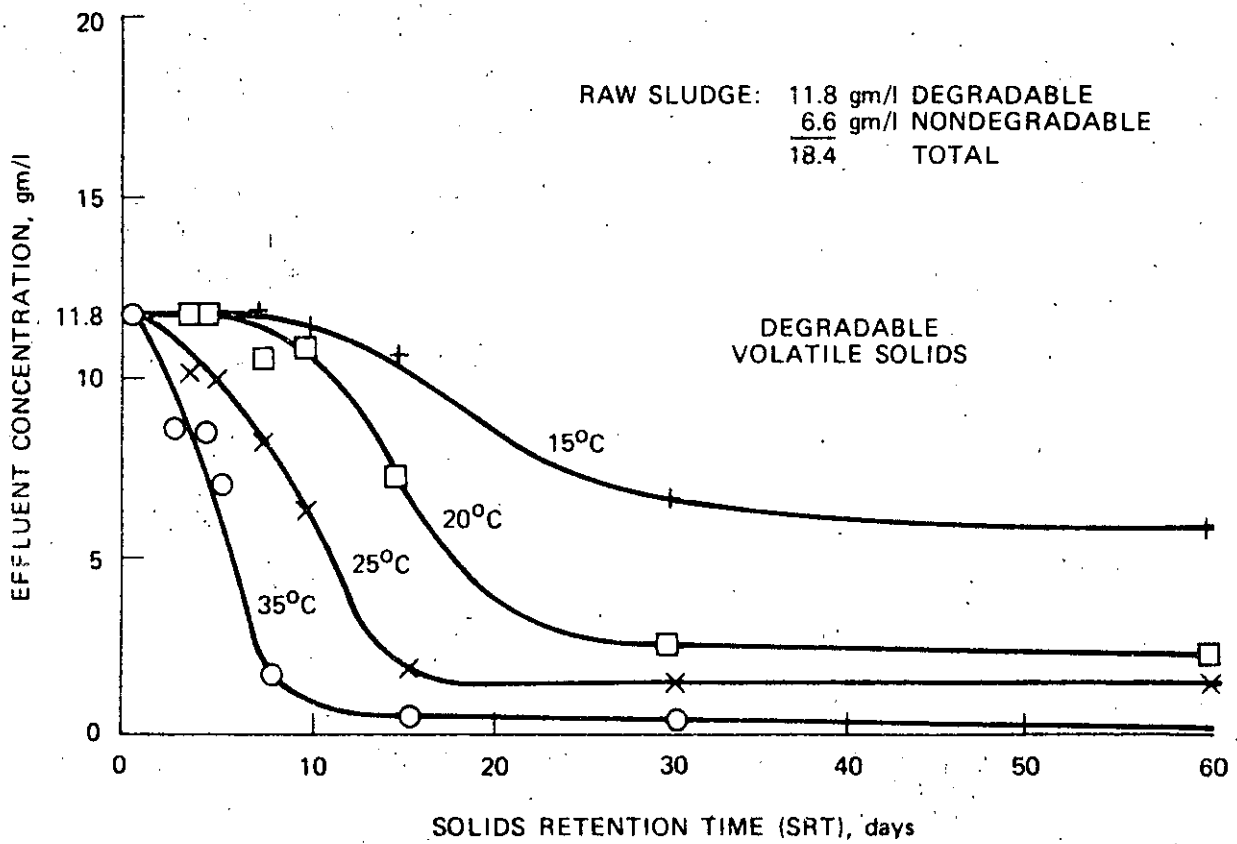
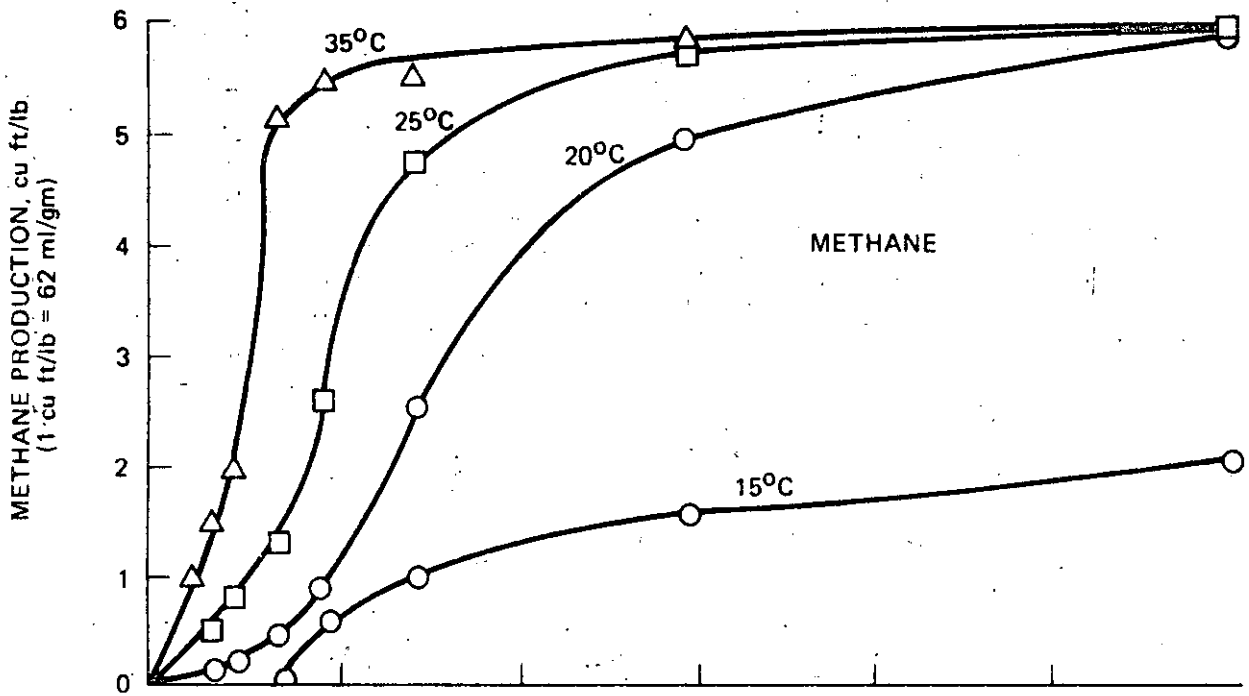


FIGURE 6-11

EFFECT OF TEMPERATURE AND SRT ON THE PATTERN OF METHANE PRODUCTION AND VOLATILE SOLIDS BREAKDOWN (69)

( $SRT_d$ ) and the conditions under which it must be met should be selected with care. A margin of safety must be provided, since  $SRT_c$  was determined on the basis of bench-scale digesters maintained at such ideal conditions as complete mixing, uniform feeding and withdrawal rates, and closely controlled digestion temperature. However, in a full-scale facility, the ideal condition of complete mixing is not achieved. Both the quantity and the chemical characteristics of the feed sludge vary over time, and sludge temperature may fluctuate. All these actual-system characteristics tend to slow the rate of the microbial digestion process. As a result,  $SRT_d$  must be considerably greater than  $SRT_c$ . McCarty (71) recommends a minimum safety factor of 2.5.

Several researchers (43,49,57,72,73,74,75) have recommended ten days as a minimum acceptable solids retention time for high-rate digesters operating near 95°F (35°C). (Values for systems operated at other temperatures are shown in Table 6-5.) This sizing criterion is reasonable, since it corresponds with the replication time of the slowest growing bacteria. However, this criterion must be met under all expected conditions, including:

- Peak hydraulic loading. This value should be estimated by combining poor thickener performance with the maximum plant loading expected during seven continuous days during the design period.

- Maximum grit and scum accumulations. Considerable amounts of grit and scum may accumulate before a digester is cleaned. This reduces the active volume of the tank.

- Liquid level below highest level. Several feet of liquid level variability (two to three, usually) must be retained to allow for differences in the rate of feeding and withdrawal and to provide reasonable operational flexibility.

These conditions may very well occur simultaneously and, therefore, the designer should compound them when applying the ten-day  $SRT_d$  sizing criterion. In the past, "liberal" detention time criteria have been applied at the average conditions. However, problems arise during critical periods, not when conditions are average. For this reason, the most rational approach to sizing a full-scale facility is to apply experimentally based design criteria (increased by a reasonable margin of safety) to the actual set of expected peak conditions. (An example is included in Section 6.2.9.3).

#### 6.2.4 Process Performance

The primary result of anaerobic sludge digestion is the reduction of both volatile solids and pathogenic organisms. Volatile solids are degraded into smaller molecules, and eventually a



large portion are converted into gas, primarily methane (CH<sub>4</sub>) and carbon dioxide (CO<sub>2</sub>). Pathogens are reduced through natural die-off because the anaerobic environment is unsuitable for their survival. (Refer to Chapter 7). Many other chemical and physical changes occur during anaerobic sludge digestion, some of which are described later in this section.

**TABLE 6-5**  
**SOLIDS RETENTION TIME DESIGN CRITERIA FOR**  
**HIGH RATE DIGESTION (71)**

Operating temperature, °F	Solids retention time, days	
	Minimum (SRT <sub>C</sub> )	Suggested for design (SRT <sub>d</sub> )
65	11	28
75	8	20
85	6	14
95	4	10
105	4	10

It is not possible to predict precisely the nature and extent of all changes occurring during anaerobic digestion. Wastewater sludges have a complex, variable character and there are many reactions that occur during digestion within the mixed culture of anaerobic microorganisms. This section describes general trends of digester performance and identifies the major influences on anaerobic digestion.

To provide an overview of anaerobic digester performance, operating data for a full-scale digestion facility are shown in Tables 6-6 and 6-7. These data are for a two-stage, high-rate digester system in which only the primary digester was heated and mixed (23). The second tank provided a quiescent zone for the gravity separation of digested solids from supernatant liquor. Operating temperature in the first stage was maintained at 94°F (34°C), and detention time in each tank was 39 days. Feed sludge consisted of approximately equal amounts of primary sludge and waste-activated sludge.

Essentially, all stabilization occurred in the primary digester. In this first stage, 57 percent of the volatile solids were converted to liquid or gas. Only 2.8 percent of the volatile solids in the raw sludge were reduced in the secondary digester. A similar pattern of performance is shown in Table 6-7 for carbohydrate, lipid, and protein reduction. While data indicate

that fixed solids also decreased during digestion, this is a little understood phenomenon, and research on the subject is continuing (76).

**TABLE 6-6**  
**AVERAGE PHYSICAL AND CHEMICAL CHARACTERISTICS OF SLUDGES**  
**FROM TWO-STAGE DIGESTER SYSTEM (23)**

Component	Concentration, mg/l <sup>a</sup>			
	Feed sludge	Transfer sludge	Supernatant	Stabilized sludge
pH	5.7	7.7	7.8	7.8
Alkalinity	758	2,318	2,630	2,760
Volatile acids	1,285	172	211	185
Total solids	35,600	18,200	12,100	32,800
Fixed solids	9,000	6,600	3,310	12,300
Carbohydrates	9,680	1,550	1,020	3,100
Lipids	8,310	2,075	1,321	3,490
Carbon	15,450	6,950	4,440	10,910
Proteins, as gelatin	18,280	11,200	6,580	17,200
Ammonia nitrogen, as NH <sub>3</sub>	213	546	618	691
Organic nitrogen, as NH <sub>3</sub>	1,346	879	564	1,455
Total nitrogen, as NH <sub>3</sub>	1,559	1,425	1,182	2,146

<sup>a</sup>Except pH.

**TABLE 6-7**  
**MATERIALS ENTERING AND LEAVING TWO-STAGE DIGESTER SYSTEM<sup>a</sup> (23)**

	Quantity, tons					
	Feed sludge	Transfer sludge	Supernatant	Stabilized sludge	Gas	
					1st stage	2nd stage
Volatile solids	79.9	34.1	23.4	8.5	-	-
Fixed solids	26.9	19.4	8.8	5.1	-	-
Carbohydrates (as glucose)	28.9	4.55	2.71	1.28	-	-
Lipids	24.8	6.09	2.40	1.44	-	-
Carbon	46.2	20.4	11.8	4.5	22.1	2.7
Ammonia nitrogen	0.64	1.61	1.64	0.28	-	-
Organic nitrogen	4.02	2.58	1.50	0.60	-	-
Proteins (as gelatin)	54.6	32.9	17.1	7.1	-	-
Total nitrogen (as NH <sub>3</sub> )	4.66	4.20	3.25	0.89	0.47	0.04

<sup>a</sup>Period of analysis = 33 days.  
1 ton = .907 t

Reduction of solids during digestion has the effect of producing a more dilute sludge. For example, in this case, the raw sludge fed to the system had a total solids concentration of 3.56 percent, yet the solids concentration was reduced to 1.86 percent in the first stage of digestion. Although, gravity concentration did occur in the second-stage tank, the largest portion of the digested solids was contained in the supernatant. At this plant, the supernatant was recycled to the primary clarifiers and then the solids it contained either returned to the primary digester or left the plant in the final effluent.

The preceding example illustrates the general performance of anaerobic digesters. In the remainder of this section, three topics are discussed in more detail: solids reduction, gas production and supernatant quality.

#### 6.2.4.1 Solids Reduction

Solids reduction is one of the main objectives of anaerobic digestion. It not only makes the sludge less putrescible but also reduces the amount of solids for ultimate disposal. It is usually assumed that this reduction takes place only in the volatile portion of the sludge solids. Therefore, a common measure of digester performance is the percent of the volatile solids destroyed. Volatile solids reduction in anaerobic digesters usually ranges between 35 to 60 percent. The degree of volatile solids reduction achieved in any particular application depends on both the character of the sludge and the operating parameters of the digestion system.

The character of the sludge determines the upper limit for volatile solids reduction. Not all of the volatile solids can be converted by the anaerobic bacteria. Limited research (77 to 80) suggests that only 60 to 80 percent of the volatile solids in municipal wastewater sludge is readily biodegradable. The remaining fraction consists chiefly of inert organics such as lignins and tannins. These complex organic molecules may eventually be degraded when held for several months in a facultative sludge lagoon, but can be considered indigestible within the contact times normally associated with anaerobic digestion.

The most important operating parameters affecting volatile solids reduction are solids retention time and digestion temperature. As shown on Figure 6-12, volatile solids reduction climbs rapidly to 50 to 60 percent as the SRT is increased. Beyond this point, further reduction is minimal even with substantial increases in the SRT. Similar curves have been produced by other researchers (43,60,81). The shape of the response curve and the point at which it levels out are influenced strongly by the temperature of the digester. Figure 6-12 shows that at any given SRT, raising the operating temperature to 95°F (35°C) will increase the proportion of volatile solids destroyed during digestion. This response to temperature change is not instantaneous but would

occur after a period of acclimatization. The graph also points out that at higher SRTs, the effect of temperature is less pronounced.

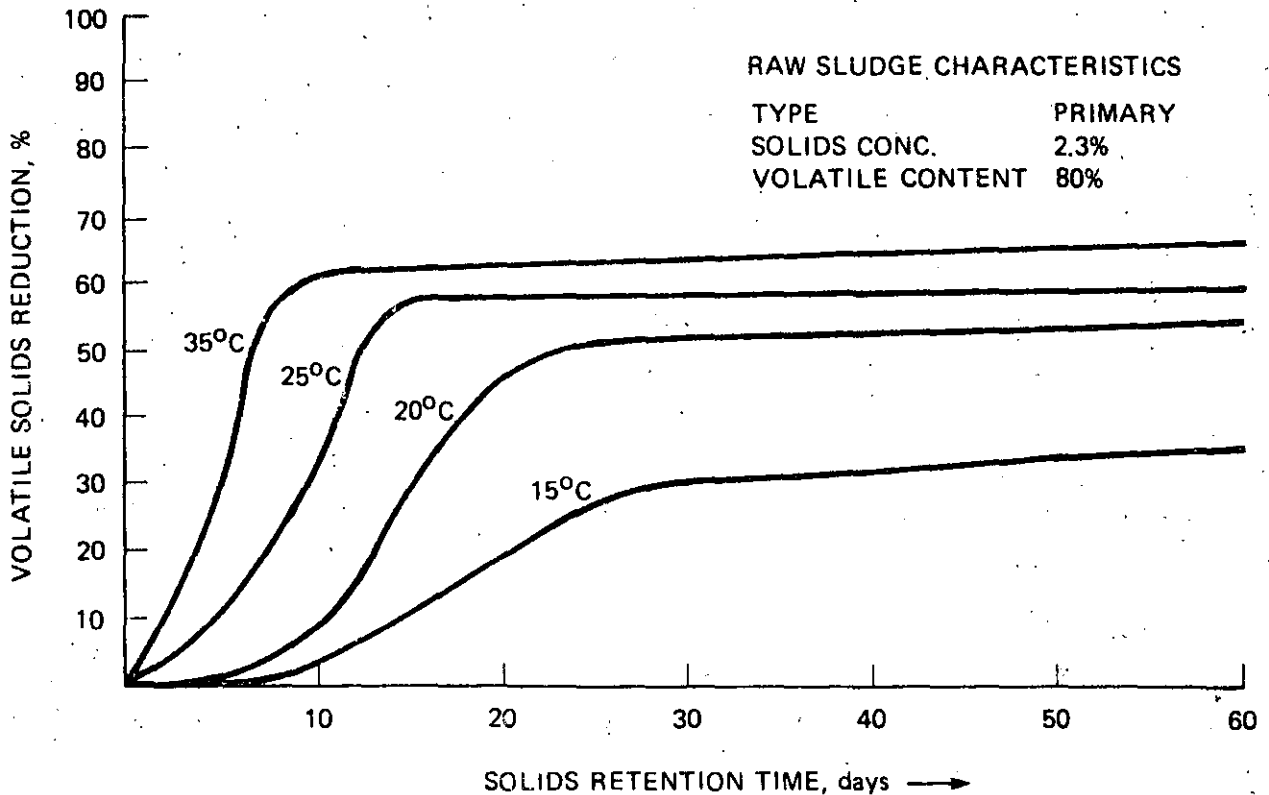


FIGURE 6-12

**EFFECT OF SOLIDS RETENTION TIME AND TEMPERATURE ON VOLATILE SOLIDS REDUCTION IN A LABORATORY-SCALE ANAEROBIC DIGESTER (69)**

The combined effect of SRT and temperature on volatile solids reduction for three common sludges is plotted on Figure 6-13. Although the data points are somewhat scattered, they suggest that primary sludge degrades faster than a mixture of primary and waste-activated sludge, which in turn degrades faster than straight activated sludge (12). The empirical correlation term, temperature times SRT, has been found useful when the spread of temperatures in a set of data is not great.

A 1978 laboratory study (34) found that thermal treatment of activated sludge (347°F [175°C]) for a half hour prior to anaerobic digestion increased volatile solids reduction and resultant gas production. Dewaterability of the digested sludge was also improved by thermal pretreatment.

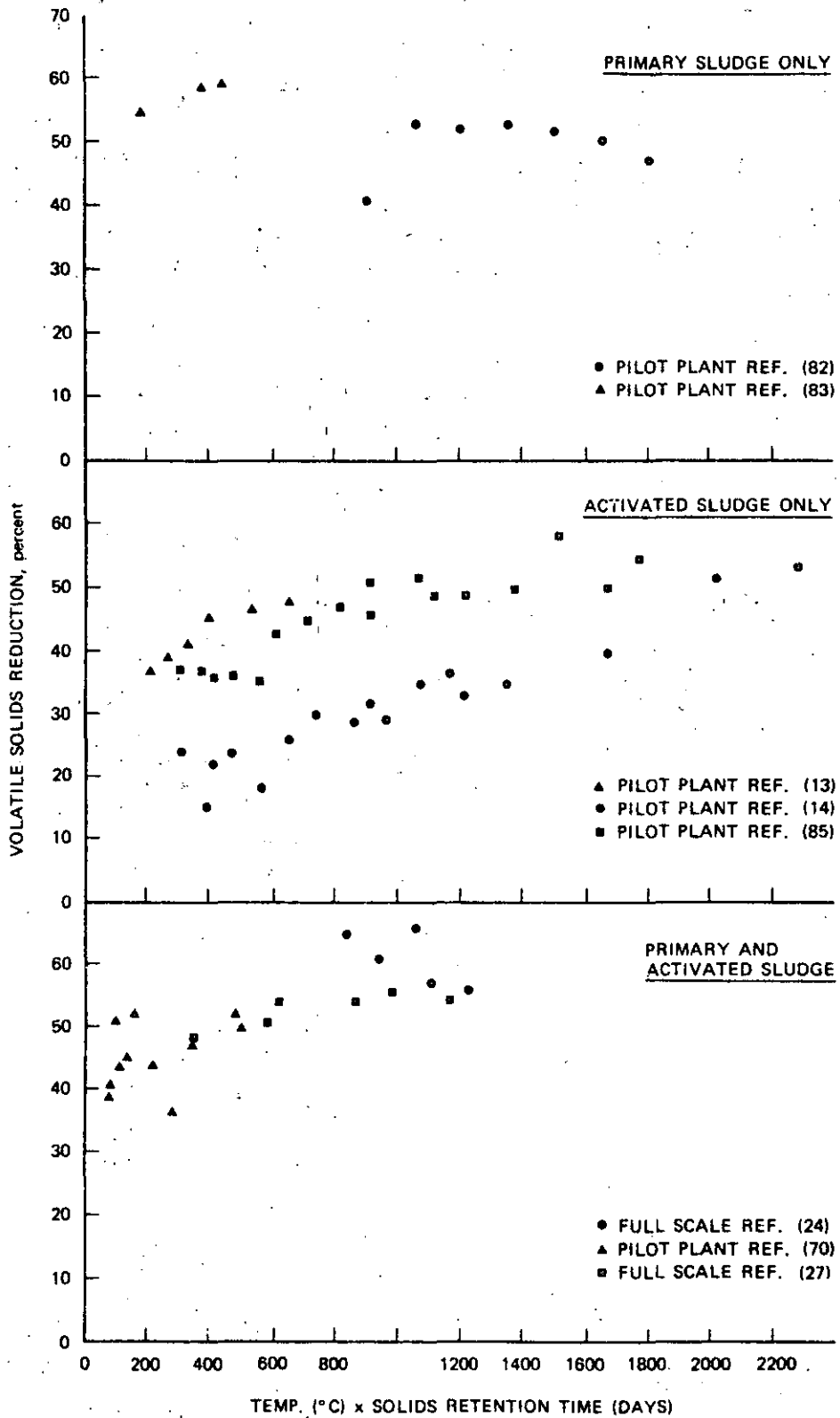


FIGURE 6-13

VOLATILE SOLIDS REDUCTION VS TEMPERATURE X SRT  
FOR THREE TYPES OF FEED SLUDGES (82-85)

#### 6.2.4.2 Gas Production

A particular advantage of anaerobic digestion over other methods of sludge stabilization is that it produces a medium-energy gas as a by-product. Digester gas can be burned to provide heat and generate electricity for the treatment plant. Several off-site uses of digester gas are also feasible, including: blending with the domestic gas supply, generation of steam or electricity for sale to adjacent industries, bottling for use as a portable fuel, and production of chemicals such as ammonia and methanol. Utilization of digester gas is described further in Sections 6.2.6.2, 6.2.7, and Chapter 18. Before any utilization program can be established, the quantity and quality of available digester gas must be determined.

The generation of digester gas is a direct result of the destruction of solids. The microbiology and biochemistry of this conversion are described in Section 6.2.1.4. Because of this close relation between gas production and solids retention, gas production is best expressed in terms of the volume of gas produced per unit of solids destroyed. This parameter, termed specific gas production, is commonly expressed as cubic feet of gas per pound of volatile solids (VS) destroyed. Specific gas production values for the anaerobic digestion of some of the principal components of sludge are presented in Table 6-8. Fatty substances have a higher energy content per unit weight than other forms of organic matter. Thus, the breakdown of a sludge with a high proportion of fats, oils, and greases can be expected to yield a greater quantity of gas per unit of solids destroyed.

TABLE 6-8  
GAS PRODUCTION FOR SEVERAL COMPOUNDS  
IN SEWAGE SLUDGE (86)

Material	Specific gas production, cu ft/lb destroyed	CH <sub>4</sub> content, percent
Fats	18 - 23	62 - 72
Scum	14 - 16	70 - 75
Grease	17	68
Crude Fibers	13	45 - 50
Protein	12	73

$$1 \text{ cu ft/lb} = .0623 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Specific gas production for anaerobically digested municipal sludges generally ranges between 12 to 17 cu ft per lb of

volatile solids destroyed (0.75 to 1.1 m<sup>3</sup>/kg). Figure 6-14 shows how specific gas production is affected by temperature. Conversion of volatile solids is most efficient at about 95°F (35°C) and 130°F (54°C). Detention time, or SRT, has essentially no effect on specific gas production so long as the SRT is exceeded. Lengthening the SRT, however, increases the total quantity of gas produced because volatile solids reduction is increased. As discussed earlier, the mix of organic compounds in the feed sludge strongly influences specific gas production values.

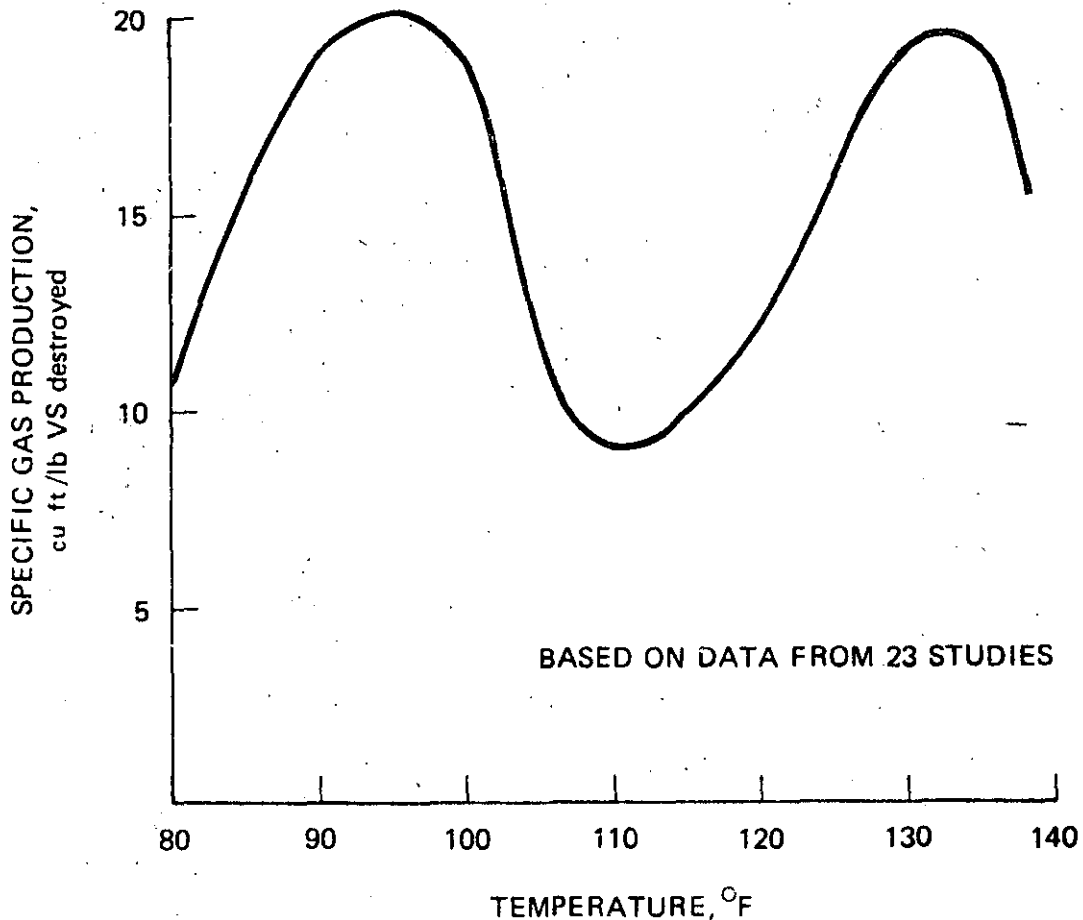


FIGURE 6-14

EFFECT OF TEMPERATURE ON GAS PRODUCTION (87)

Instantaneous rates of gas production can vary widely because of fluctuations in the feed rate, sludge composition, and bacterial activity. These momentary peaks must be considered in sizing gas piping and storage facilities. Generally, gas production increases soon after sludge is fed to the digester. Therefore, continuous feeding aids in providing uniform gas production.

The characteristics of sludge gas from several digester installations are shown in Table 6-9. A healthy digestion process produces a digester gas with about 65 to 70 percent methane, 30 to 35 percent carbon dioxide, and very low levels of nitrogen, hydrogen, and hydrogen sulfide. The carbon dioxide concentration of digester gas has been found to increase with the loading rate (60,88).

**TABLE 6-9**  
**CHARACTERISTICS OF SLUDGE GAS<sup>a</sup> (85)**

Constituent	Values for various plants, percent by volume <sup>b</sup>								
Methane (CH <sub>4</sub> )	42.5	61.0	62.0	67.0	70.0	73.7	75.0	73 - 75	
Carbon dioxide (CO <sub>2</sub> )	47.7	32.8	38.0	30.0	30.0	17.7	22.0	21 - 24	
Hydrogen (H <sub>2</sub> )	1.7	3.3	- <sup>c</sup>	-	-	2.1	0.2	1 - 2	
Nitrogen (N <sub>2</sub> )	8.1	2.9	- <sup>c</sup>	3.0	-	6.5	2.7	1 - 2	
Hydrogen sulfide (H <sub>2</sub> S)	-	-	0.15	-	0.01 - 0.02	0.06	0.1	1 - 1.5	
Heat value, Btu/cu ft	459	667	660	624	728	791	716	739 - 750	
Specific gravity (air = 1)	1.04	0.87	0.92	0.86	0.85	0.74	0.78	0.70 - 0.80	

<sup>a</sup>Data from 1966 studies by Herpers and Herpers.

<sup>b</sup>Except as noted.

<sup>c</sup>Trace.

The hydrogen sulfide content of the gas is affected by the chemical composition of the sludge (84). Sulfur-bearing industrial wastes and saltwater infiltration tend to increase H<sub>2</sub>S levels in sludge gas. However, metal wastes and metal ions added during chemical treatment or conditioning can reduce the amount of H<sub>2</sub>S in the sludge by forming insoluble salts. H<sub>2</sub>S, a major source of odors in digested sludge, can also be corrosive in the presence of moisture, by forming sulfuric acid.

Although the hydrogen content has some effect on the heat value, methane is the chief combustible constituent in digester gas. The high heat value for digester gas ranges between 500 to 700 Btu per cu ft (4.5 to 6.2 kg-kcal/m<sup>3</sup>), with an average of about 640 Btu per cu ft (5.7 kg-kcal/m<sup>3</sup>) (84). The high heat value is the heat released during combustion as measured in a calorimeter. However, gas engine efficiencies are usually based on the low heat value, which is the heat value of gas when none of the water vapor formed by combustion has been condensed. By way of comparison, sludge gas containing 70 percent methane and no other combustibles has a low heat value of 640 Btu per cu ft (5.7 kg-kcal/m<sup>3</sup>) and a high heat value of 703 Btu per cu ft (6.26 kg-kcal/m<sup>3</sup>) (84).

#### 6.2.4.3 Supernatant Quality

Supernatant from an anaerobic digestion system can contain high concentrations of organic material, dissolved and suspended



solids, nitrogen, phosphorus, and other materials that, when returned to the plant, may impose extra loads on other treatment processes and effluent receiving waters. Mignone (89) has reviewed the literature on anaerobic digester supernatant quality. Methods of treating digester supernatant are described in Chapter 16 and in other references (90,91,92). However, in most cases it is preferable to minimize or eliminate, rather than treat, highly polluted digester supernatant (52).

It is very difficult to generalize about supernatant quality because it can vary widely, even at a single treatment plant. Table 6-10 presents reported characteristics of anaerobic digester supernatant for three common types of feed sludge. Many factors contribute to the wide range of variation in supernatant quality (90,91,97,98).

The suspended solids, biochemical oxygen demand, soluble phosphorus, phenols, and ammonia in the supernatant can all cause problems in a treatment plant. If the anaerobic supernatant must be returned to the plant flow for treatment, it should be recycled continuously to spread the loading.

### Suspended Solids

Supernatants may contain high concentrations of finely divided suspended solids because, as discussed in Section 6.2.2.2, anaerobically digested sludges settle poorly, particularly when biological sludge is fed into the digestion system. Unless these fine-sized particles are removed with the digested sludge, they will build up in the plant, causing process overloading and eventually, degradation of the plant effluent.

### Biochemical Oxygen Demand

Because suspended and dissolved solids from an anaerobic digester are in a chemically reduced state, they impose a large oxygen demand when returned to the liquid process stream. The aeration requirement for aerobic biological treatment is often increased substantially by the recycling of high BOD digester supernatant.

### Soluble Phosphorus

The recent emphasis on removal of phosphorus from wastewaters has created sludges that contain high proportions of this element. In biological phosphorus removal, phosphorus is taken up by the growing cell mass and is removed from the wastewater stream in the wasted biological sludge (99,100). Chemical methods of phosphorus removal entail the precipitation of phosphates with metal ions--predominantly ferrous, ferric, aluminum, and calcium. The fate of phosphorus during the anaerobic digestion of phosphorus-laden biological and chemical sludges has been the subject of several studies (55,101-104). The results of these studies are not entirely consistent. In some cases (99,101), bound phosphorus was resolubilized during anaerobic digestion

and released to the digester supernatant. The return of this phosphorus-laden supernatant to the liquid treatment stream can substantially reduce the net phosphorus removal efficiency of the plant (101) and/or increase chemical demand. However, in most studies (55,102-104), release of soluble phosphorus into digester supernatant was minimal.

TABLE 6-10

**SUPERNATANT, CHARACTERISTICS OF HIGH-RATE,  
TWO-STATE, MESOPHILIC, ANAEROBIC DIGESTION  
AT VARIOUS PLANTS (90, 93, 94, 95, 96)**

Parameter	Concentration <sup>a</sup> , mg/l										
	Primary sludge		Primary and trickling filter sludge			Primary and activated sludge					
	Reference	(95)	(90) <sup>b</sup>	(94)	(95)	(90) <sup>c</sup>	(94)	(94)	(95)	(96)	(90) <sup>b</sup>
Total solids		9,400	-	4,545	-	-	1,475	2,160	-	-	-
Total volatile solids		4,900	-	2,930	-	-	814	983	-	-	-
Suspended solids											
Average		-	4,277	2,205	1,518	7,772	383	143	740	1,075	4,408
Maximum		-	17,300	-	-	32,400	-	-	-	-	14,650
Minimum		-	660	-	-	100	-	-	-	-	100
Volatile suspended solids											
Average		-	2,645	1,660	-	4,403	299	118	-	750	3,176
Maximum		-	10,850	-	-	17,750	-	-	-	-	10,650
Minimum		-	420	-	-	60	-	-	-	-	75
BOD											
Average		-	713	-	-	1,238	-	-	-	515	667
Maximum		-	1,880	-	-	6,000	-	-	-	-	2,700
Minimum		-	200	-	-	135	-	-	-	-	100
COD		-	-	4,565	2,230	-	1,384	1,310	1,230	-	-
TOC		-	-	1,242	-	-	443	320	-	-	-
Total (PO <sub>4</sub> )-P		-	-	143	85	-	63	87	100	-	-
NH <sub>3</sub> -N		-	-	853	-	-	253	559	-	480	-
Organic N		-	-	291	678	-	53	91	360	560	-
pH		8.0	-	7.3	7.2	-	7.0	7.8	7.0	7.3	-
Volatile acids		-	-	264	-	-	322	250	-	-	-
Alkalinity (as CaCO <sub>3</sub> )		2,555	-	3,780	-	-	1,349	1,434	-	-	-
Phenols											
Average		-	0.23	-	-	0.23	-	-	-	-	0.35
Maximum		-	0.80	-	-	0.50	-	-	-	-	1.00
Minimum		-	0.06	-	-	0.06	-	-	-	-	0.08

<sup>a</sup>Unless noted, all values are average for the sampling period studied.

<sup>b</sup>Values indicated are a composite from seven treatment plants.

<sup>c</sup>Values indicated are a composite from six treatment plants.

### Phenols

Phenols have been found in digester supernatants in concentrations sufficient to inhibit biological activity (56). Typical phenol concentrations are included in Table 6-10. The source of phenols is not usually industrial waste discharges but putrefaction of proteins, which begins in the human body and continues in the sewage system. Phenols are very toxic and are used commercially as an antiseptic. In dilute concentrations, phenols do not necessarily kill bacteria but slow their growth

and inhibit their normal metabolic activity. As a result, the phenols contained in digester supernatant, combined with phenolic compounds already in the sewage, may be an important cause of sludge bulking (90). In addition, the recycling of phenols in supernatant may contribute to odor problems.

### Ammonia

As shown in Table 6-10, high levels of ammonia are often found in digester supernatant. In plants that are nitrifying, the supernatant return will provide a large portion of the ammonia feed to the wastewater process. The conversion of this ammonia to nitrate will therefore result in increased costs to provide the required oxygen for treatment. In plants that must achieve a nitrogen limitation in their effluent, the recycle ammonia loadings must be carefully evaluated as to their overall effect in meeting the standards.

## 6.2.5 Operational Considerations

### 6.2.5.1 pH

As was noted in Section 6.2.1, anaerobic digestion is a two-step process consisting of "acid-forming" and "methane-forming" steps. During the first step, the production of volatile acids tends to reduce the pH. The reduction is normally countered by destruction of volatile acids by methanogenic bacteria and the subsequent production of bicarbonate.

Close pH control is necessary because methane-producing bacteria are extremely sensitive to slight changes in pH. Early research (105-107) showed that the optimum pH for methane-producing bacteria is in the range of 6.4-7.5 and that these bacteria are very sensitive to pH change. A 1970 study (108) seems to indicate that the pH tolerance of methane-producing bacteria is greater than previously thought. The bacteria are not necessarily killed by high and low pH levels; their growth is merely stopped. Because of the importance of these findings to system control, more research is needed to verify these results.

Several different acid-base chemical equilibria are related to pH. In the anaerobic digestion process, the pH range of interest is 6.0 to 8.0, which makes the carbon dioxide-bicarbonate relationship the most important. As Figure 6-15 indicates, system pH is controlled by the CO<sub>2</sub> concentration of the gas phase and the bicarbonate alkalinity of the liquid phase. A digester with a given gas-phase CO<sub>2</sub> concentration and liquid-phase bicarbonate alkalinity can exist at only one pH. If bicarbonate alkalinity is added to the digester and the proportion of CO<sub>2</sub> in the gas phase remains the same, digester

pH must increase. For any fixed gas-phase CO<sub>2</sub> composition, the amount of sodium bicarbonate required to achieve the desired pH change is given by the following equation:

$$D = 0.60 (\text{BA at initial pH} - \text{BA at final pH}) \quad (6-1)$$

where:

D = sodium bicarbonate dose, mg/l

BA = digester bicarbonate alkalinity as mg/l CaCO<sub>3</sub>

The pH increase is less important, however, than the effect on system buffering capacity, (that is, the system's ability to resist pH changes). If bicarbonate alkalinity is added, buffering capacity is increased, system pH is stabilized, and the system becomes less susceptible to upset. The effect of buffering capacity on anaerobic digester operations is discussed elsewhere (110,111).

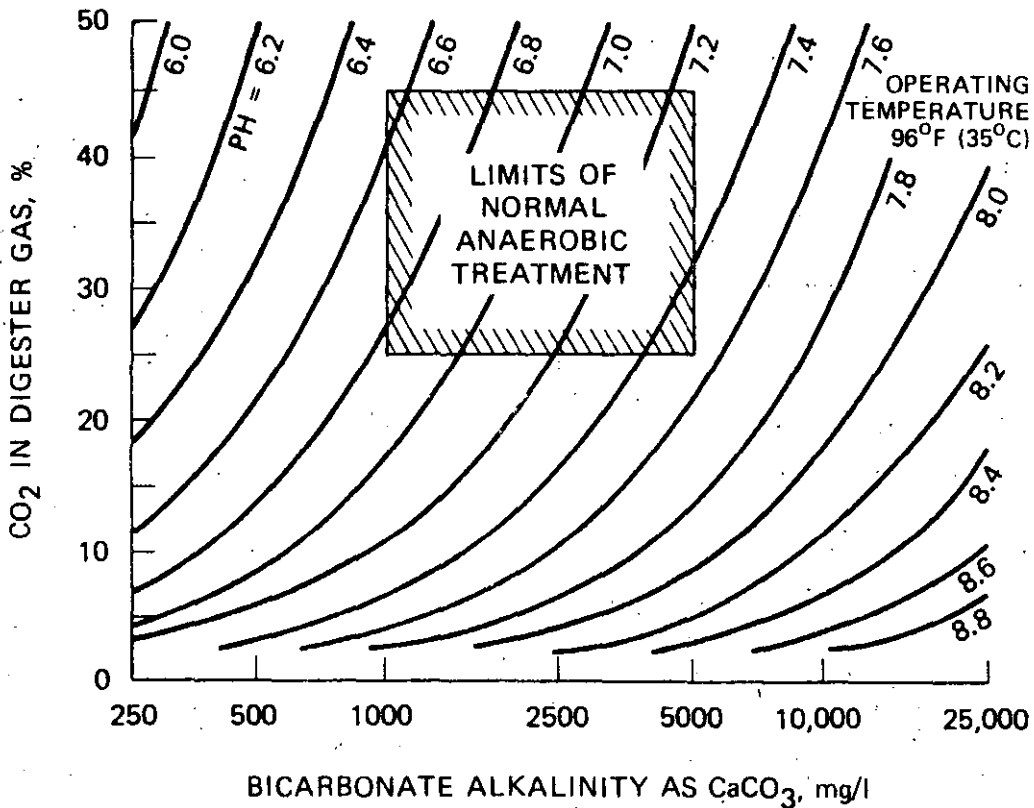


FIGURE 6-15

RELATIONSHIP BETWEEN pH AND BICARBONATE CONCENTRATION NEAR 95°F (35°C) (109)

Bicarbonate alkalinity can be calculated from total alkalinity by the following equation:

$$BA = TA - 0.71 (VA) \quad (6-2)$$

where:

BA = bicarbonate alkalinity as mg/l  $\text{CaCO}_3$

TA = total alkalinity as mg/l  $\text{CaCO}_3$  determined by titration to pH 4.0

VA = volatile acids measured as mg/l acetic acid

0.71 is obtained by the multiplication of two factors, (0.83 and 0.85). 0.83 converts volatile acids as acetic acid to volatile acid alkalinity as  $\text{CaCO}_3$ . 0.85 is used because in a titration to pH 4.0, about 85 percent of the acetate has been converted to the acid form.

It has been suggested (110) that the only sensible way to increase digester pH and buffering capacity is by the addition of sodium bicarbonate. Other materials, such as caustic soda, soda ash, and lime, cannot increase bicarbonate alkalinity without reacting with soluble carbon dioxide, which causes a partial vacuum within the system. Above pH 6.3, lime may react with bicarbonate to form insoluble calcium carbonate, promoting scale formation or encrustation. Ammonia gas ( $\text{NH}_3$ ) could be used without causing vacuum problems, but control of pH with sodium bicarbonate is preferred because it provides good buffering capacity without raising the pH as much as  $\text{NH}_3$  would. Both sodium and ammonia can inhibit anaerobic bacteria; care must be taken during pH control to avoid reaching toxic concentrations of these chemicals.

#### 6.2.5.2 Toxicity

Much of the published data on toxicity in anaerobic digestion systems are erroneous and misleading because of inadequate experimental techniques and a general lack of understanding (112). Therefore, before any discussion of toxicity can take place, a review of several fundamentals is needed.

First, for any material to be biologically toxic, it must be in solution. If a substance is not in solution, it cannot pass through the cell wall and therefore cannot affect the organism.

Second, toxicity is a relative term. There are many organic and inorganic materials which, if soluble, can be either

stimulatory or toxic. A good example is the effect, shown in Table 6-11, of ammonia nitrogen on anaerobic digestion.

TABLE 6-11

EFFECT OF AMMONIA NITROGEN ON ANAEROBIC DIGESTION (113,114)

Ammonia concentration, as N, mg/l	Effect
50 - 200	Beneficial
200 - 1,000	No adverse effects
1,500 - 3,000	Inhibitory at pH over 7.4 - 7.6
Above 3,000	Toxic

Acclimatization is the third consideration. When the levels of potentially toxic materials are slowly increased within the environment, many organisms can rearrange their metabolic resources and overcome the metabolic block produced by the toxic material. Under shock load conditions, there is not sufficient time for this rearrangement to take place and the digestion process fails.

Finally, there is the possibility of antagonism and synergism. Antagonism is defined as a reduction of the toxic effect of one substance by the presence of another. Synergism is defined as an increase in the toxic effect of one substance by the presence of another. These are important relationships in cation toxicity.

Though there are many potentially toxic materials, this section concerns itself only with the following:

- Volatile acids
- Heavy metals
- Light metal cations
- Oxygen
- Sulfides
- Ammonia

Volatile Acids

Until the 1960s, it was commonly believed that volatile acid concentrations over 2,000 mg/l were toxic to anaerobic digestion. There was also considerable controversy about whether or not alkaline substances should be added to maintain adequate buffer capacity.

In the early 1960s, McCarty and his coworkers published results from carefully controlled studies (113,115,116). Their results showed:

- That volatile acids, at least up to 6,000-8,000 mg/l, were not toxic to methanogenic bacteria as long as there was adequate buffer capacity to maintain the system pH in the range of 6.6-7.4.
- That pH control by the addition of an alkaline material was a valid procedure as long as the cation associated with the alkaline material did not cause toxicity. It was found that alkaline sodium, potassium, or ammonium compounds were detrimental but that alkaline magnesium or calcium compounds were not.

### Heavy Metals

Heavy metal toxicity has frequently been cited as the cause of anaerobic digestion failures. Even though trace amounts of most heavy metals are necessary for maximum biological development (117), the concentrations in raw wastewater sludges could be problematic.

Heavy metals tend to attach themselves to sludge particles (118,119). Heavy metals which cannot be detected in the influent wastewater can be concentrated to measurable levels in the sludge. Table 6-12 gives the range of influent concentrations of some heavy metals. The range is quite wide, with the higher values normally attributed to a local industrial polluter.

TABLE 6-12

**INFLUENT CONCENTRATIONS AND EXPECTED REMOVALS  
OF SOME HEAVY METALS IN WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS (120,121)**

Heavy metal	Influent concentration, mg/l	Removal efficiency, percent	
		Secondary treatment	Alum treatment
Cadium	<.008 - 1.142	20 - 45	60
Chromium			
+3	<.020 - 5.8	40 - 80	90
+6	<.020 - 5.8	0 - 10	-
Copper	<.020 - 9.6	0 - 70	90
Mercury	<.0001 - .0038	20 - 75	65
Nickel	<.1 - 880	15 - 40	35
Lead	<.05 - 12.2	50 - 90	85
Zinc	<.02 - 18.00	35 - 80	85
Arsenic	.002 - .0034	28 - 73	-
Iron	<.1 - 13	72	-
Manganese	.02 - .95	25	-
Silver	<.05 - .6	-	-
Cobalt	Below detection	-	-
Barium	-	47	-
Selenium	-	79	-

Table 6-12 gives the typical range of removal that can be expected from standard secondary treatment. Published data seem to indicate that the percent removal, without chemical addition, is a function of influent concentration: the higher the influent concentration, the higher the percent removal.

The last column of Table 6-12 shows removals of heavy metals achieved with additions of alum. In treatment systems that add chemical coagulants for phosphate removal, a significant amount of influent heavy metals will also be removed (122).

Soluble and total heavy metal concentrations are often greatly different because anions such as carbonate and sulfide can remove heavy metals from solution by precipitation and sequestering. Consequently, it is not possible to define precise total toxic concentrations for any heavy metal (123). Total individual metal concentrations that have caused severe inhibition of anaerobic digestion are shown in Table 6-13. However, only the dissolved fraction of these metals caused the inhibition. Table 6-14 shows the total and soluble concentrations of heavy metals in anaerobic digesters. Inhibition of anaerobic digestion occurs at soluble concentrations of approximately 3 mg/l for Cr, 2 mg/l for Ni, 1 mg/l for Zn, and 0.5 mg/l for Cu (129).

TABLE 6-13

**TOTAL CONCENTRATION OF INDIVIDUAL METALS REQUIRED TO SEVERELY INHIBIT ANAEROBIC DIGESTION (123,124)**

Concentration in digester contents			
Metal	Metal as percent of dry solids	Millimoles metal per kilogram dry solids	Soluble metal, mg/l
Copper	0.93	150	0.5
Cadmium	1.08	100	-
Zinc	0.97	150	1.0
Iron	9.56	1,710	-
Chromium			
+6	2.20	420	3.0
+3	2.60	500	-
Nickel	-	-	2.0

Except for chromium, heavy metal toxicity in anaerobic digesters can be prevented or eliminated by precipitation with sulfides (124-127). Hexavalent chromium is usually reduced to trivalent chromium, which, under normal anaerobic digester pH conditions, is relatively insoluble and not very toxic (128).

Sulfide precipitation is used because heavy metal sulfides are extremely insoluble (129). If sufficient sulfide is not available from natural sources, it must be added in the form of sulfate, which is then reduced to sulfide under anaerobic conditions.



TABLE 6-14

TOTAL AND SOLUBLE HEAVY METAL CONTENT  
OF DIGESTERS (124)

Metal	Total concentration, mg/l	Soluble concentration, mg/l
Chromium +6	88 - 386	0.03 - 3.0
Copper	27 - 196	0.1 - 1.0
Nickel	2 - 97	0 - 5
Zinc	11 - 390	0.1 - 0.7

One potential drawback of using the sulfide saturation method is the possible production of hydrogen sulfide gas or sulfuric acid from excess dissolved sulfide in the digester. Because of this, it is recommended that ferrous sulfate be used as a source of sulfide (112). Sulfides will be produced from the biological breakdown of sulfate, and the excess will be held out of solution by the iron in the sulfide form. However, if heavy metals enter the digester, they will draw the sulfide preferentially from the iron because iron sulfide is the most soluble heavy metal sulfide. Excess sulfide additions can be monitored by either analysing digester gas for sulfide or by the use of a silver-silver electrode located within the digester (126,130).

Light Metal Cations

The importance of the light metal cations (sodium, magnesium, potassium, calcium) in anaerobic digestion was shown in the mid 1960s (112,131,132). Domestic wastewater sludges have low concentrations of light metal cations. However, significant contributions, enough to cause toxicity, can come from industrial operations and the addition of alkaline material for pH control. Not only can each of these cations be either stimulatory or toxic, depending on concentration (Table 6-15), but certain combinations of them will form either an antagonistic or a synergistic relationship (Table 6-16). Inhibition caused by an excess of a certain cation can be counteracted by the addition of one or more of the antagonist cations listed in Table 6-16.

TABLE 6-15

STIMULATING AND INHIBITORY CONCENTRATIONS  
OF LIGHT METAL CATIONS (133)

Cation	Concentration, mg/l		
	Stimulatory	Moderately inhibitory	Strongly inhibitory
Calcium	100 - 200	2,500 - 4,500	8,000
Magnesium	75 - 150	1,000 - 1,500	3,000
Potassium	200 - 400	2,500 - 4,500	12,000
Sodium	100 - 200	3,500 - 5,500	8,000

TABLE 6-16

## SYNERGISTIC AND ANTAGONISTIC CATION COMBINATIONS (112, 132)

Toxic cations	Synergistic cations	Antagonistic cations
Ammonium	Calcium, magnesium, potassium	Sodium
Calcium	Ammonium, magnesium	Potassium, sodium
Magnesium	Ammonium, calcium	Potassium, sodium
Potassium	---	Ammonium, calcium, magnesium, sodium
Sodium	Ammonium, calcium, magnesium	Potassium

Oxygen

Many engineers have expressed concern over the possibility of oxygen toxicity caused by using dissolved air flotation thickeners for sludge thickening. Fields and Agardy (134) injected oxygen into a bench-scale digester at the rate of 0.1 ml O<sub>2</sub> per liter per hour (equivalent to one volume of air per 2,100 volumes of digester contents per hour). Total gas production fell 36.5 percent after 19 hours and ceased completely after 69 hours. However, this rate of oxygen injection is significantly higher than would be produced by a dissolved air flotation thickening system. Consequently, no problems are expected under normal circumstances.

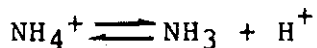
Sulfides

Soluble sulfide concentrations over 200 mg/l are toxic to anaerobic digestion systems (125,135). The soluble sulfide concentration within the digester is a function of the incoming source of sulfur, the pH, the rate of gas production, and the amount of heavy metals available to act as precipitants. High levels of soluble sulfide can be reduced by the addition of iron salts (136) to the liquid, or scrubbing of the recirculated gas.

Ammonia

Ammonia, produced during the anaerobic degradation of proteins and urea, may reach toxic levels in highly concentrated sludges (113,114,133). Two forms of ammonia are found in anaerobic digestion: ammonium ion (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) and dissolved ammonia gas (NH<sub>3</sub>). Both forms can inhibit anaerobic digestion, although ammonia gas has a toxic effect at a much lower concentration than ammonium ion.

The two forms of ammonia are in equilibrium and the relative concentration of each depends on pH, as indicated by the following equilibrium equation:



At low pH levels, the equilibrium shifts to the left and ammonium ion toxicity is more likely to be a problem. At higher pH levels, the equilibrium shifts to the right so that inhibition is related to the ammonia gas concentration.

Ammonia toxicity is evaluated by analyzing the total ammonia-nitrogen concentrations. If the total ammonia-nitrogen concentration is from 1,500 to 3,000 mg/l and the pH is above 7.4-7.6, inhibition may result from ammonia gas. This can be controlled by the addition of enough HCl to maintain the pH between 7.0 and 7.2. If total ammonia-nitrogen levels are over 3,000 mg/l, then the  $\text{NH}_4^+$  ion will become toxic no matter what the pH level. The only solution is to dilute the incoming waste sludge.

## 6.2.6 System Component Design

### 6.2.6.1 Tank Design

Anaerobic digestion tanks are either cylindrical, rectangular, or egg-shaped. A simplified sketch of each tank design type is shown on Figures 6-16, 6-17, and 6-18.

The most common tank design is a low, vertical cylinder ranging in diameter from 20 to 125 feet (6 to 38 m), with a side water depth between 20 to 40 feet (6 to 12 m). Gas-lift mixing is most effective when the ratio of tank radius to water depth is between 0.7 and 2.0 (137). The tanks are usually made of concrete, with either internal reinforcing or post-tensioning rods or straps. The latter design is the least expensive of the two for tanks with diameters greater than 65 feet. Some steel tank digesters have been constructed to diameters of 70 feet.

The floor of a cylindrical digester is usually conical, with a minimum slope of 1:6. Sludge is withdrawn from the low point in the center of the tank. Digestion tanks with "waffle bottoms" have been put into operation at the East Bay Municipal Utility District Plant in Oakland, California (138,139). Digesters with similar bottoms have been designed for Tacoma, Washington, and Portland, Oregon.

The principal objective of the waffle floor design is to minimize grit accumulation and, to practically eliminate the need for cleaning. As shown on Figure 6-16, the tank floor is subdivided into pie-shaped hoppers, each sloping toward a separate drawoff port along the outside edge of tank. Subdivision of the bottom area and use of multiple drawoff ports allow steeper floor slopes and reduce the distance that settled solids must travel. As a result, less grit is likely to accumulate. Construction costs

are higher for this type of bottom because it requires more complex excavation, form work, and piping than a conventional bottom. It has been estimated that the incremental construction cost for waffle bottoms on the 90-foot (27 m) diameter digesters in Oakland was estimated to be \$120,000 per tank (1978 dollars) (139). However, it is expected that savings will be realized during operation because cleaning requirements will be greatly reduced.

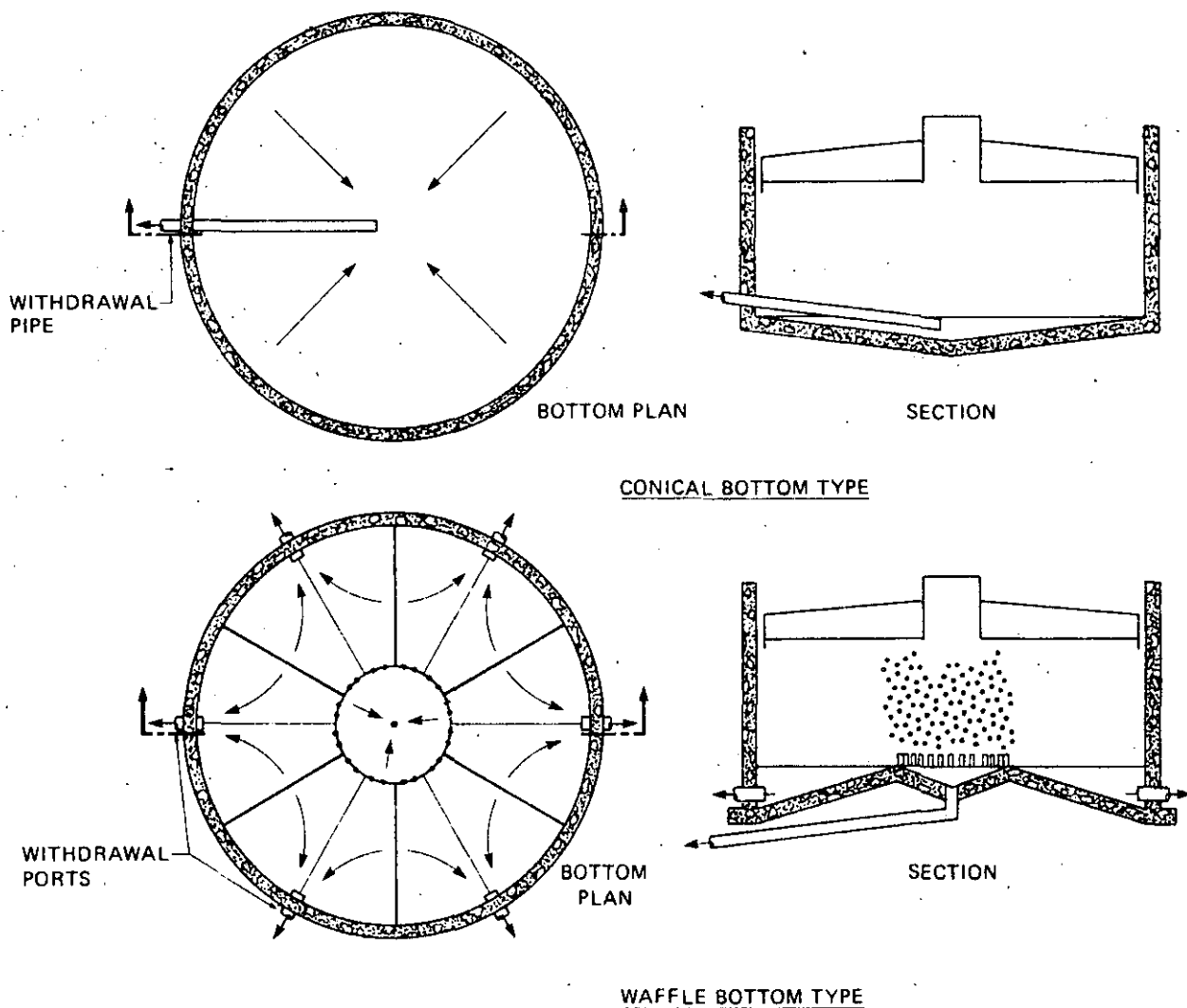


FIGURE 6-16

CYLINDRICAL ANAEROBIC DIGESTION TANKS

The primary advantages of rectangular digestion tanks are simplified construction and efficient use of a limited plant site. However, it is more difficult to keep the contents of

a rectangular digester uniformly mixed because "dead spots" tend to form at the corners. Figure 6-17 shows a plan and section of a rectangular digestion tank.

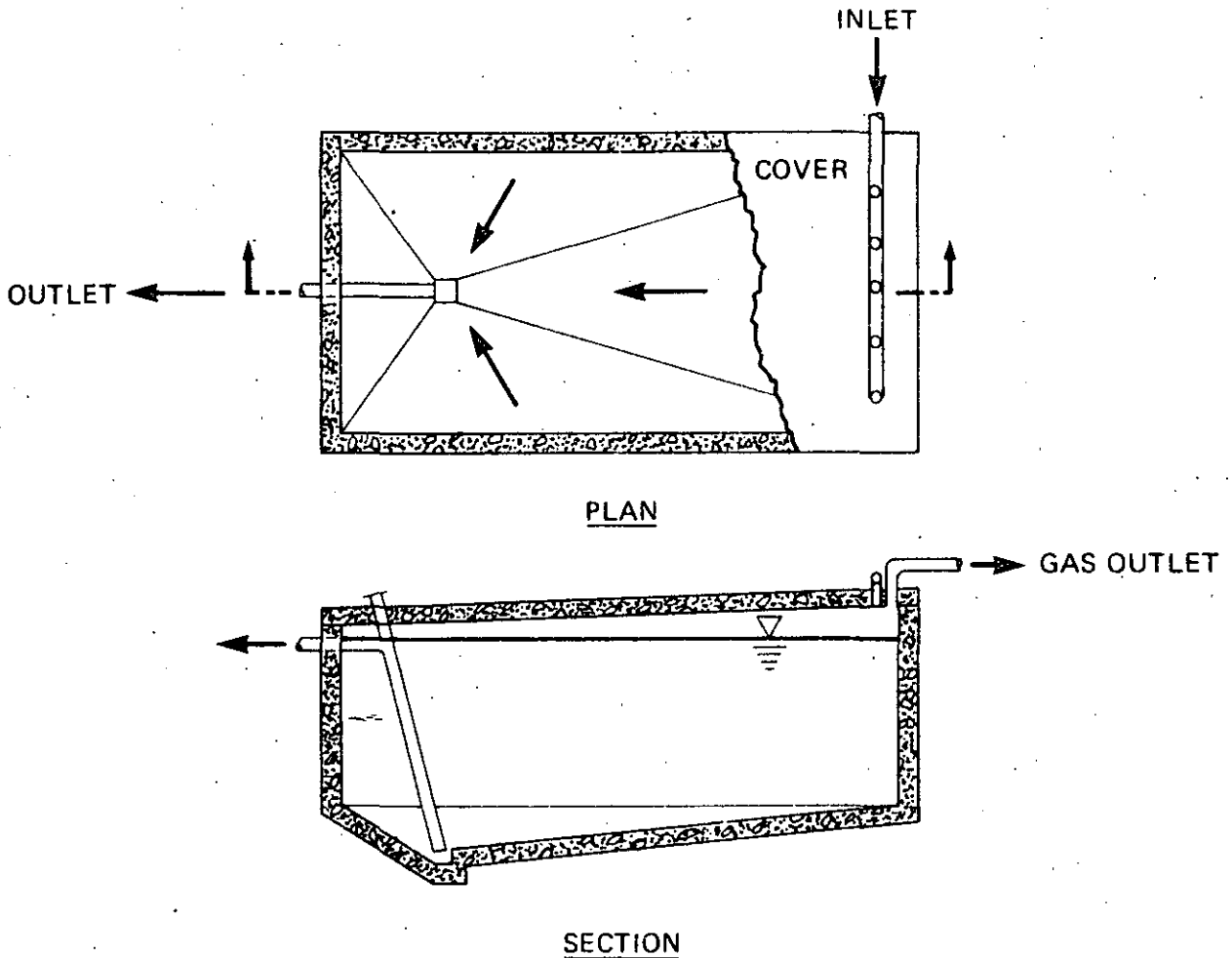


FIGURE 6-17

RECTANGULAR ANAEROBIC DIGESTION TANK

Although egg-shaped digesters have been used extensively in Europe, originating in Germany over 20 years ago, they are only now entering American practice. The first egg-shaped digesters in the United States were built in Kansas City, Kansas, in the mid-1970s, and four more are now under construction (1979) in Los Angeles, California, at the Terminal Island Wastewater Treatment Plant. Each of the Terminal Island digesters will have a capacity of 184,000 cubic feet (5,200 m<sup>3</sup>) and measure 100 feet (30 m) from top to bottom, with a maximum horizontal diameter of 68 feet (21 m) (140).

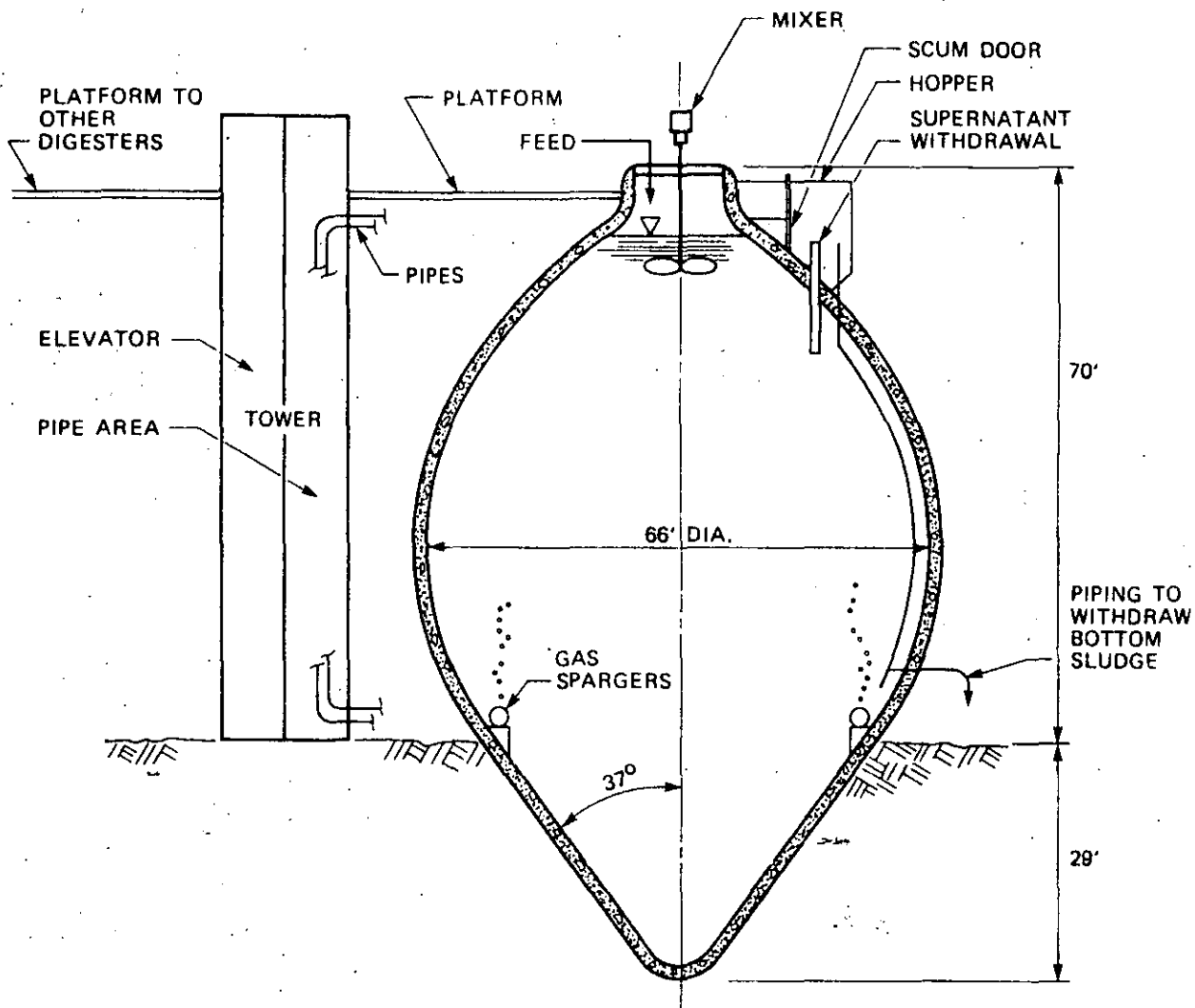


FIGURE 6-18

**EGG-SHAPED ANAEROBIC DIGESTION TANK AT  
TERMINAL ISLAND TREATMENT PLANT, LOS ANGELES**

The purpose of forming an egg-shaped tank is to eliminate the need for cleaning. The digester sides form a cone so steep at the bottom that grit cannot accumulate (Figure 6-18). The top of the digester is small, so that scum contained there can be kept fluid with a mixer and removed through special scum doors. Mixing in the Los Angeles digesters is promoted by gas evolution during digestion combined with pumped circulation of sludge from the bottom to the top of the tank. A 60 horsepower (45 kW) pump is used at the rate of 500 gpm (32 l/s). Gas spargers ring the inside wall of each tank and can be used to detach any material adhering to the walls or to increase mixing, if necessary. Construction of egg-shaped tanks requires complex form work and special building techniques. Accordingly, capital costs are

higher than for other tank designs. The 1976 construction cost estimate for the four digesters in Los Angeles was about \$5,000,000.

#### 6.2.6.2 Heating

A heating system is an important feature of a modern anaerobic digester. Raising the temperature of the digesting sludge increases the metabolic rate of the anaerobic organisms and reduces digestion time. Maintenance of the temperature consistently within  $\pm 1^{\circ}\text{F}$  ( $0.6^{\circ}\text{C}$ ) of design temperatures improves process stability by preventing thermal shock.

##### Methods of Heating

Heating equipment must be capable of delivering enough heat to raise the temperature of incoming sludge to operating levels and to offset losses of heat through the walls, floor, and cover of the digester. Methods used to transfer heat to sludge include:

- Heat exchanger coils placed inside the tank
- Steam injection directly into the sludge
- External heat exchanger through which sludge is circulated
- Direct flame heating in which hot combustion gases are passed through the sludge (141)

External heat exchangers are the most commonly used heating method. Internal heat exchanger coils were used in early digesters; however, they are difficult to inspect and clean. This is a serious disadvantage because the coils become encrusted, reducing the rate of heat transfer. To minimize caking of sludge on the coils, water circulating through the coils is kept between 120 to 130°F (49 to 55°C) (84). Typical values of heat-transfer coefficients for hot-water coils are listed in Table 6-17.

Steam injection heating requires very little equipment but dilutes the digesting sludge and requires 100 percent boiler makeup water. The cost of this water may be considerable, particularly if hardness must be removed before addition to the boiler.

Three types of external heat exchangers are commonly used for sludge heating: water bath, jacketed pipe, and spiral. In the water bath exchanger, boiler tubes and sludge piping are located in a common water-filled container. Gravity circulation of hot water across the sludge pipes is augmented with a pump, to

increase heat transfer. The heat exchanger and boiler are combined in a single unit, a feature which can increase the explosion hazard in the digester area. In a jacketed pipe exchanger, hot water is pumped counter-current to the sludge flow, through a concentric pipe surrounding the sludge pipe. The spiral exchanger is also a counter-flow design; however, the sludge and water passageways are cast in a spiral. One side of the heat exchanger is liquid, providing ready access to the interior of the sludge passageway for cleaning. Heat transfer coefficients for design of external heat exchangers range between 150 to 275 Btu/hr/sq ft/degree F (740 to 1,350 kg-cal/hr/m<sup>2</sup>/°C) depending on heat exchanger construction and fluid turbulence. To minimize clogging with rags and debris, sludge passageways in a heat exchanger should be as large as possible. The interior of these passageways should be easily accessible to allow the operator to quickly locate and clear a blockage.

TABLE 6-17

HEAT TRANSFER COEFFICIENTS FOR HOT WATER COILS IN ANAEROBIC DIGESTERS (84)

Material surrounding hot water coils	Transfer coefficient (u), Btu/hr/sq ft/°F
Thin supernatant	60 - 80
Thin sludge	30
Thick sludge	8 - 15

$$1 \text{ Btu/hr/sq ft/}^\circ\text{F} = 4.9 \text{ kg-cal/hr/m}^2/\text{}^\circ\text{C}.$$

A piping arrangement used to control hot water supply to a jacketed pipe or spiral heat exchanger is shown on Figure 6-19. Hot water is pumped through the heat exchanger and circulated through the secondary heat loop. When the temperature of the sludge leaving the heat exchanger falls below the set point, some hot water from the primary heat loop is introduced through a modulating valve into the secondary heat loop, displacing an equal volume of cooler water back into the primary heat loop. Balancing valves are required to assure that the secondary loop will not be bypassed altogether and to allow adjustment of circulation pump capacity. Supply water temperature is kept below 155°F (68°C). Although higher temperatures will increase the rate of heat transfer, caking of sludge will occur when the flow of sludge is stopped. This system allows the heat source to be remote from the heat exchanger. This assures maximum safety and supports the recovery of waste heat (see Chapter 18). Figure 6-20 shows a spiral heat exchanger operating off a secondary heat loop.



Each digester should have a separate heat exchanger and in larger plants, addition of a single heat exchanger for warming raw sludge should be considered. Cold raw sludge should never be added directly to the digester. The thermal shock will be detrimental to the anaerobic bacteria, and isolated pockets of cold sludge may form. Raw sludge should be preheated or mixed with large quantities of warm circulating sludge before being fed to the digester.

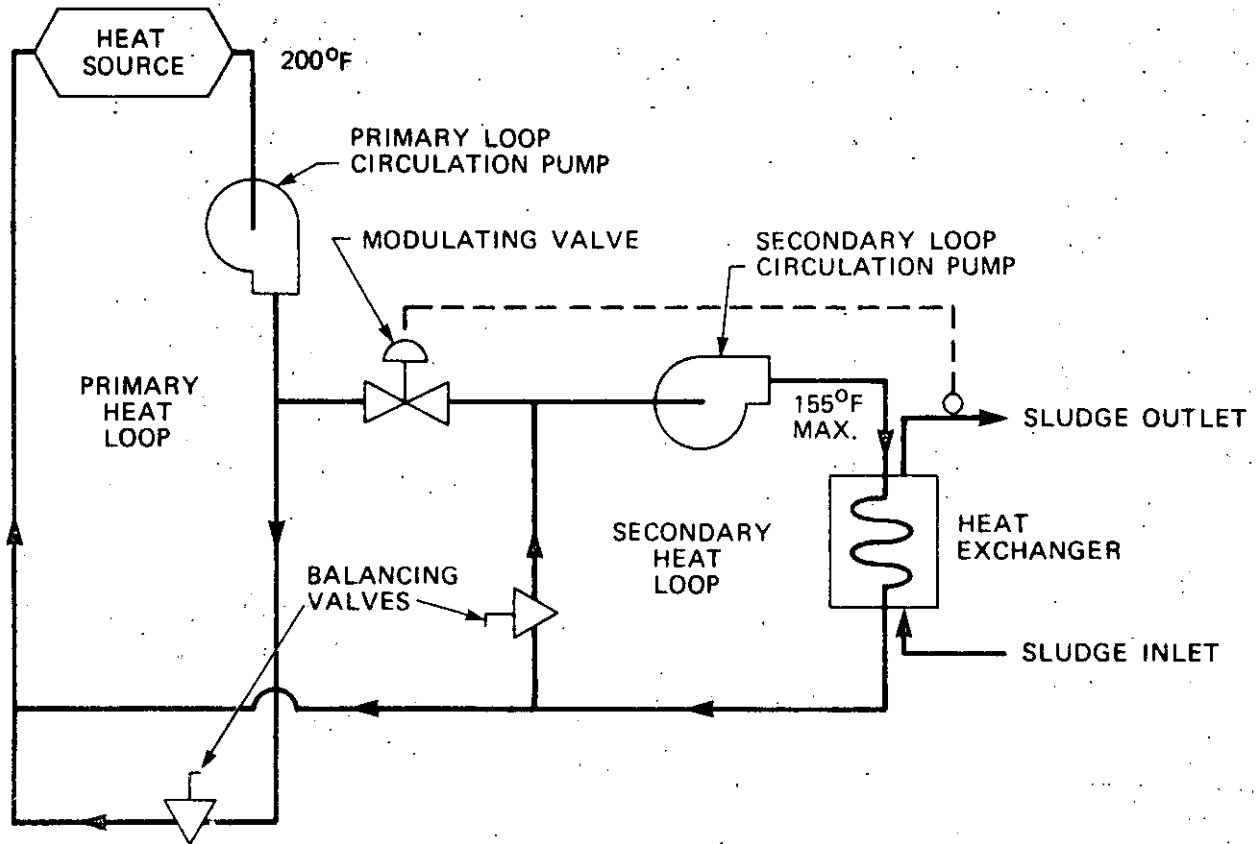


FIGURE 6-19

**SCHEMATIC OF THE HEAT RESERVOIR SYSTEM FOR A JACKETED PIPE OR SPIRAL HEAT EXCHANGER**

Heat Sources:

The hot water or steam used to heat digesters is most commonly generated in a boiler fueled by sludge gas. Up to 80 percent of the heat value of sludge gas can be recovered in a boiler. Provisions for burning an alternate fuel source (natural gas, propane, or fuel oil) must be included to maintain heating during periods of low digester gas production or high heating demand.

Natural gas is the most compatible alternate fuel because it has a low heat content and, consequently, can be blended and burned in a boiler with minimal equipment adjustment.

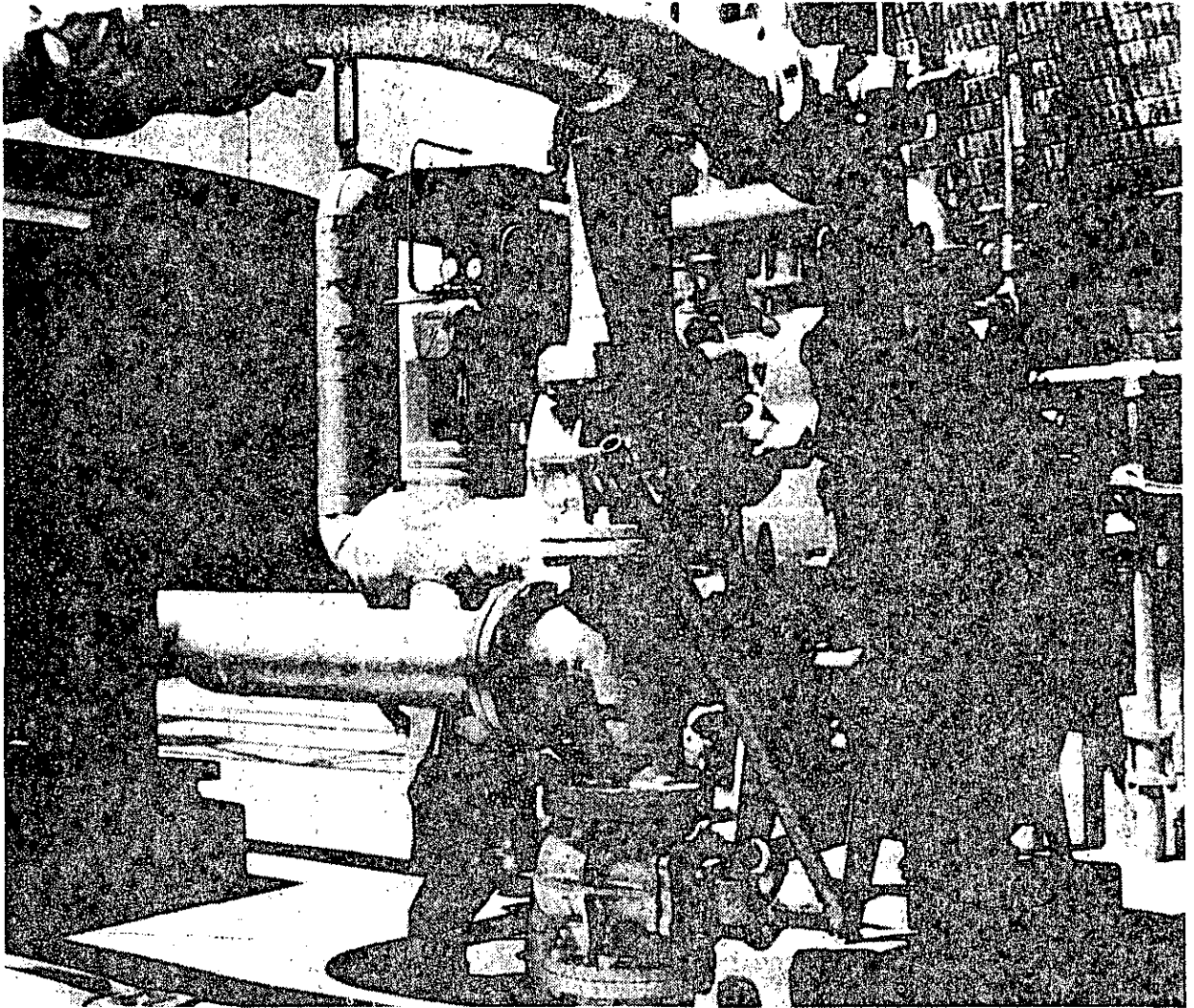


FIGURE 6-20

**SPIRAL HEAT EXCHANGER OPERATING OFF  
SECONDARY HEAT LOOP AT SUNNYVALE, CALIFORNIA**

Often, waste heat from sludge gas-powered engines used to generate electricity or directly drive equipment is sufficient to meet digester heating requirements. Typically, 18 to 20 percent of the low heating value of engine fuel can be recovered from the engine cooling system (38). Engines can be cooled by either a forced draft system in which water is pumped through the engine or a natural draft system (termed ebullient cooling) in which water is vaporized and circulates without pumping. The latter method yields a higher temperature (and thus more useful) source of heat and also increases engine life. A combination exhaust silencer and heat-recovery unit can be used to extract from the exhaust an additional ten to thirteen percent of the low

heating value of the engine fuel (38). To prevent formation of corrosive acids, exhaust gases should not be cooled below 400°F (200°C).

Solar energy has been successfully used to heat anaerobic digesters (142), freeing sludge gas for higher grade uses. Heat is transferred to the raw sludge feed by passing the sludge piping through a tank of solar-heated water. The optimal size solar-heating system can supply 82 to 97 percent of the total annual heat load from solar energy, depending on geographical location (142). The economic attractiveness of using solar heating for digesters, however, is strongly dependent on the economic value of the sludge gas saved.

A unique method of generating heat is to precede anaerobic digestion with pure oxygen aerobic digestion (143). Biologically generated heat released in the aerobic reactor is sufficient to warm the sludge to as high as 125 to 140°F (52 to 60°C), as long as the solids concentration of the feed to the digestion system is kept above about 3.5 percent and the tank is well insulated. Heat balance calculations indicate that these temperatures are only attainable when pure oxygen is used because the low gas flow does not cool the reactor (144). The warm sludge is transferred to the anaerobic digester, where the bulk of stabilization occurs. In pilot tests (143), the contents of the anaerobic digester were maintained at 95°F (35°C) without the addition of supplemental energy, other than the power required to generate the pure oxygen. Temperature is controlled by changing the flow of oxygen to the aerobic digester. As yet there have been no full-scale installations of this method of heating digesters.

Heat Required for Raw Sludge. It is necessary to raise the temperature of the incoming sludge stream. The amount of heat required is:

$$Q_s = \left( \frac{\text{gal of sludge}}{\text{hr}} \right) \left( \frac{8.34 \text{ lb}}{\text{gal}} \right) (C_p) (T_2 - T_1) \quad (6-3)$$

where:

$Q_s$  = heat required to raise incoming sludge stream from temperature  $T_1$  to  $T_2$ , Btu/hr

$C_p$  = specific heat of sludge (approximately 1.0 Btu/lb/°F)

$T_1$  = temperature of raw sludge stream, °F

$T_2$  = temperature desired within the digestion tank, °F

As shown on Figure 6-21, the solids concentration of the raw sludge has a direct impact on the heating requirement. The

significance of this graph is that a seemingly small change in feed sludge concentration can have a substantial effect on the raw sludge heating requirement.

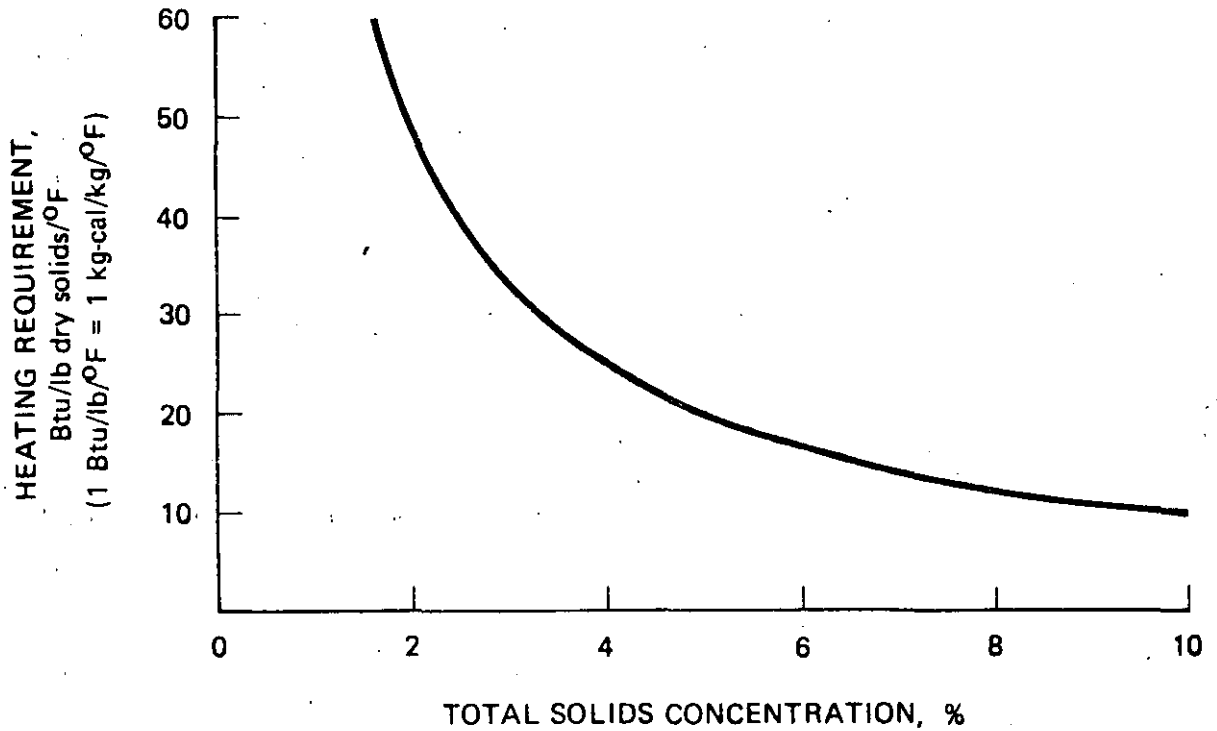


FIGURE 6-21

**EFFECT OF SOLIDS CONCENTRATION ON THE RAW SLUDGE HEATING REQUIREMENT**

Heat Required to Make up for Heat Losses. The amount of heat lost to the air and soil surrounding a digester depends on the tank shape, construction materials, and the difference between internal and external temperatures. The general expression for heat flow through compound structures is:

$$Q = (U)(A)(T_2 - T_3) \quad (6-4)$$

where:

Q = heat-loss rate, Btu/hr

A = area of material normal to direction of heat flow, sq ft

T<sub>2</sub> = temperature within the digestion tank, °F

$T_3$  = temperature outside the digestion tank, °F

$U$  = heat transfer coefficient, Btu/hr/sq ft/°F, which is directly affected by the film coefficient for interior surface of tank, and the film coefficient for exterior surface of tank, and inversely affected by the thickness of individual wall material, and the thermal conductivity of individual wall material.

Several other factors may affect the heat transfer coefficient  $U$ ; however, they may be considered negligible for the purposes of digester design. Further discussion of heat transfer principles, along with lists of values for film coefficients and thermal conductivities, is available (84,145,146). Various values of  $U$  for different digester covers, wall construction, and floor conditions are given in Table 6-18.

TABLE 6-18

HEAT TRANSFER COEFFICIENTS FOR VARIOUS ANAEROBIC DIGESTION TANK MATERIALS (147)

Material	Heat transfer coefficient (u), Btu/hr/sq ft/°F
Fixed steel cover (1/4 in. plate)	0.91
Fixed concrete cover (9 in. thick)	0.58
Floating cover (Downes-type with wood composition roof)	0.33
Concrete wall (12 in. thick) exposed to air	0.86
Concrete wall (12 in. thick), 1 in. air space and 4 in. brick	0.27
Concrete wall or floor (12 in. thick) exposed to wet earth (10 ft thick)	0.11
Concrete wall or floor (12 in. thick) exposed to dry earth (10 ft thick)	0.06

1 Btu/hr/sq ft/°F = 4.9 kg-cal/hr/m<sup>2</sup>/°C.

1 in. = 2.54 cm

1 ft = 0.304 m

Heat losses can be reduced by insulating the cover and the exposed walls of the digester. Common insulating materials are glass wool, insulation board, urethane foam, lightweight insulating concrete and dead air space. A facing is placed over the insulation for protection and to improve aesthetics. Common facing materials are brick, metal siding, stucco, precast concrete panels, and sprayed-on mastic.

### 6.2.6.3 Mixing

Digester mixing is considered to have the following beneficial effects:

- Maintaining intimate contact between the active biomass and the feed sludge.
- Creating physical, chemical, and biological uniformity throughout the digester.
- Rapidly dispersing metabolic end products produced during digestion and any toxic materials entering the system, thereby minimizing their inhibiting effect on microbial activity.
- Preventing formation of a surface scum layer and the deposition of suspended matter on the bottom of the tank. Scum and grit accumulations adversely affect digester performance by consuming active volume in the tank.

While the benefits of digester mixing are widely accepted, controversy and confusion arise in attempting to answer such questions as how much mixing is adequate, and what the most effective and efficient method is for mixing digesting sludge.

Although general theory of slurry mixing is well developed (148,149), little research has been focused on mixing of sludge. Studies of mixing in full-scale digesters have been made of both dye (150) and radioactive (105,151) tracers. These and other studies have shown that the contents of the digester are not completely mixed and that the degree of mixing attained is closely related to the total power actually delivered to the contents of the tank, irrespective of the actual mixing method used.

A certain amount of natural mixing occurs in an anaerobic digester, caused by both the rise of sludge gas bubbles and the thermal convection currents created by the addition of heated sludges. The effect of natural mixing is significant (150,152), particularly in digesters fed continuously and at high loading rates. However, natural mixing does not maximize the benefits of mixing and is insufficient to ensure stable performance of the digestion process. Therefore, mixers are an essential component in a high-rate digestion system. Methods used for mixing include external pumped circulation, internal mechanical mixing, and internal gas mixing. A review of digester mixing methods is available (57).

#### External Pumped Circulation

Pumped circulation, while relatively simple, is limited in a physical sense because large flow rates are necessary for high-rate digester mixing. However, this method can effect substantial mixing, provided that sufficient energy (0.2 to 0.3 hp per thousand cu ft of reactor (5 to 8 W/m<sup>3</sup>) is dissipated in the tank (75). Greater pump power will be required if piping

losses are significant. Pumped circulation is used most advantageously in combination with other mixing systems. Besides augmenting agitation, circulation allows external exchangers to be used for heating the digester and uniform blending of raw sludge with heated circulating sludge prior to the raw sludge's entering the digester.

A pumped circulation mixing system was recently installed in an 80-foot (24 m) diameter, fixed cover anaerobic digester at the Las Vegas Street Plant in Colorado Springs. Sludge is withdrawn from the top-center of the tank and pumped with a 16-inch (41 cm) horizontal, solids handling centrifugal pump to two discharge nozzles. These nozzles are located at the base of the sidewall, on opposite sides of the tank, and direct the sludge flow tangentially, inducing an upward spiral motion in the tank. Return flow from the pump can be directed to a single scum-breaker nozzle mounted near the liquid surface. The pump capacity is rated at 6,800 gallons per minute (429 l/s) at 21 feet total dynamic head (6.4 m) and is sufficient to pump the entire digester contents in 3.5 hours. The new mixing system has successfully eliminated temperature stratification and scum buildup. Another type of pumped circulation system using sequential pumping through multiple pipes strapped to the floor of the digester is described in Reference 153.

#### Internal Mechanical Mixing

Mixing by means of propellers, flat-bladed turbines, or similar devices is widely practiced in the process industries. Its usefulness, when applied to wastewater sludge digesters, is limited by the nature of non-homogeneous wastewater sludge. The large amounts of raggy and relatively inert, nonfluid material in wastewater sludge results in fouling of the propellers and subsequent failure of the mechanisms. The practice of grinding screenings within the wastewater flow will accelerate ragging.

Mechanical mixers can be installed through the cover or walls of the tank. In one design, a propeller drives sludge through a draft tube to promote vertical mixing. Wall installations restrict maintenance and repair to the time when the digester has been emptied (usually every three to five years in well maintained plants). Strong mechanical mixing can be effected with about 0.25 hp/thousand cubic feet of reactor ( $6.6 \text{ W/m}^3$ ) (75).

#### Internal Gas Mixing

Several variations of gas mixing have been used for digesters, including:

- The injection of a large sludge gas bubble at the bottom of a 12-inch (30 cm) diameter tube to create piston pumping action and periodic surface agitation.

- The injection of sludge gas sequentially through a series of lances suspended from the digester cover to as great a depth as possible, depending on cover travel.
- The free or unconfined release of gas from a ring of spargers mounted on the floor of the digester.
- The confined release of gas within a draft tube positioned inside the tank.

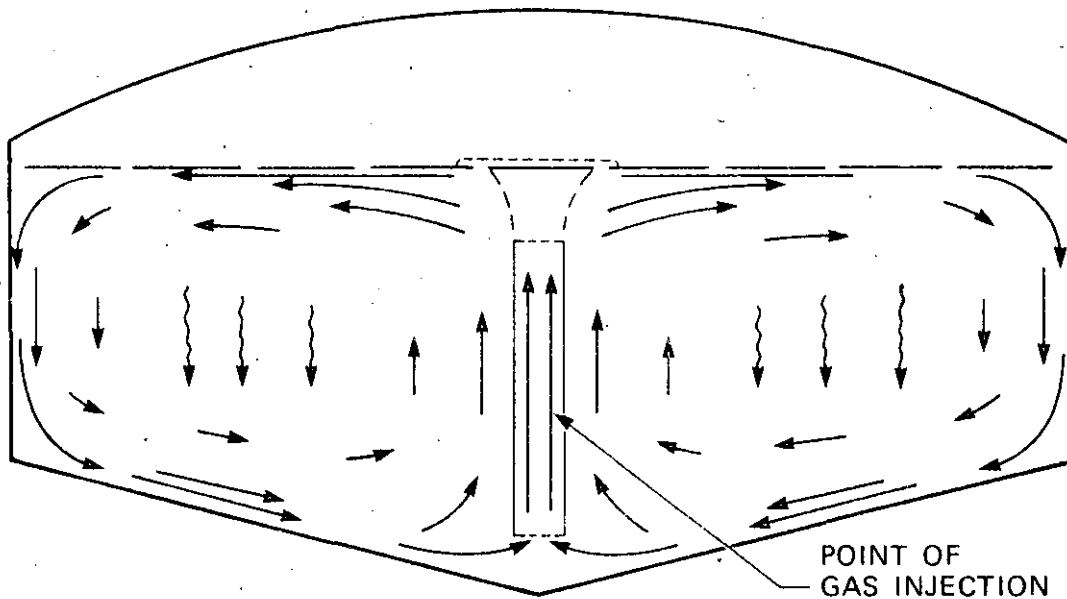
The first method generally has a low power requirement, and consequently, produces only a low level of mixing. As a result, the major benefit derived from its use is in scum control. Lance free gas lift, and draft tube gas mixing, however, can be scaled to induce strong mixing of the digester contents. The circulation patterns produced by these two mixing methods differ. As shown on Figure 6-22 in the free gas lift system, the gas bubble velocity at the bottom of the tank is zero, accelerating to a maximum as the bubble reaches the liquid surface. Since the pumping action of the gas is directly related to the velocity of the bubble, there is no pumping from the bottom of the tank with a free gas lift system. In contrast, a draft tube acts as a gas lift pump which, by the law of continuity, causes the flow of sludge entering the bottom of the draft tube to be the same as that exiting at the top. Thus, the pumping rate is largely independent of height, as shown on Figure 6-23. The significance of this difference is that draft tube mixers induce bottom currents to prevent or at least reduce accumulations of settleable material. Velocity profiles shown on Figure 6-24 (see page 6-58) indicate that lance type mixers induce comparable bottom velocities. Another difference among internal gas mixing systems is that the gas injection devices in a free gas lift system are fixed on the bottom of the digester and thus cannot be removed for cleaning without draining the tank. To reduce clogging problems, provisions should be made for flushing the gas lines and diffusers with high pressure water. With the lance and draft tube systems, the gas diffusers are inserted from the roof and, therefore, can be withdrawn for cleaning without removing the contents of the tank. A drawback of these systems, though, is that the draft tube and gas lines suspended inside the tank may foul with rags and debris contained in the digesting sludge.

Basis for Sizing Gas Lift Mixers. Three basic criteria have been used to determine the size of gas lift mixing systems:

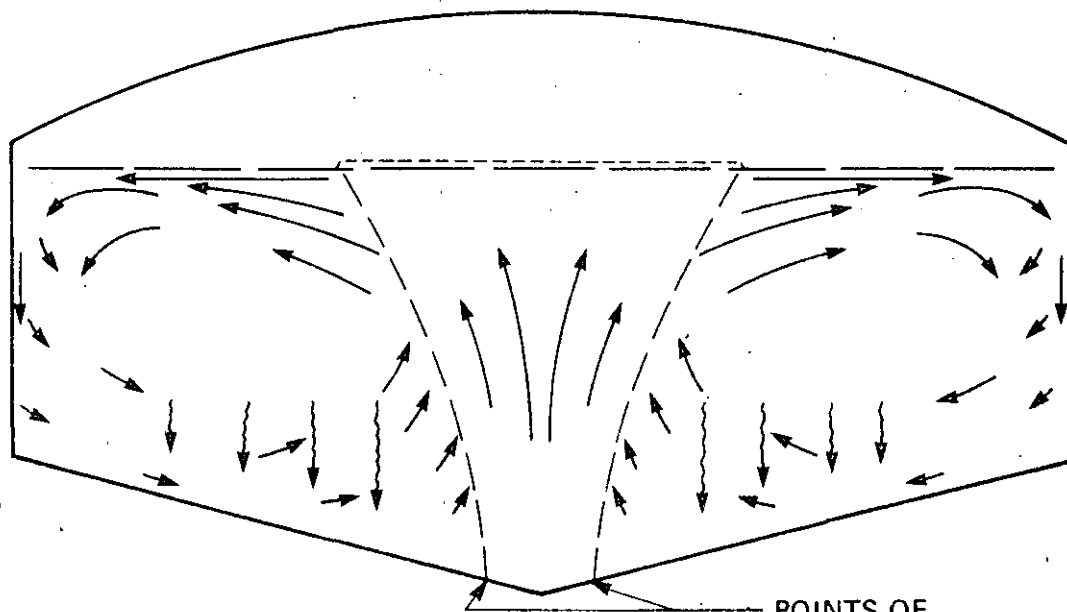
- Unit power (power per unit volume)
- Velocity gradient (G value)
- Unit gas flow (gas flow per unit volume)

Each of these criteria is interrelated so that one can be calculated from the other once a few assumptions are made about gas discharge pressure and sludge viscosity. The size of new





DRAFT TUBE MIXER



FREE GAS LIFT MIXER

FIGURE 6-22

CIRCULATION PATTERNS PRODUCED BY DRAFT TUBE AND FREE GAS LIFT MIXERS

mixing systems has tended to increase in recent years as the importance of strong mixing in anaerobic digesters has become more widely recognized. However, oversizing of mixing systems not only results in excess equipment and operating costs but also may aggravate foaming problems.

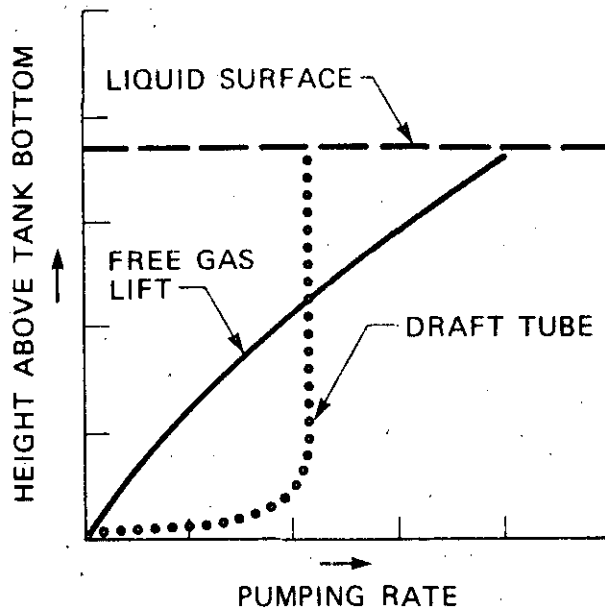


FIGURE 6-23

**DRAFT TUBE AND FREE GAS LIFT PUMPING RATE**

Unit Power. The use of the unit power criterion stems from the observation that the relative effectiveness of mixing is closely related to the total power expended (137,152). Generally, strong mixing can be achieved if 0.2 to 0.3 hp is used to mix each thousand cubic feet (5 to 8 W/m<sup>3</sup>) of digester volume. The unit power criterion is expressed in terms of the motor horsepower used to drive the compressor. Less power is actually delivered to the liquid because of losses in the mixing system (for example, friction losses, compressor inefficiency).

Velocity Gradient. Camp and Stein (154) have suggested use of the root-mean-square velocity gradient (G) as a measure of mixing intensity expressed mathematically:

$$G = \sqrt{\frac{W}{\mu}} \tag{6-5}$$

where:

G = root-mean-square velocity gradient,  $\frac{\text{ft}/\text{sec}}{\text{ft}} = \text{sec}^{-1}$

W = power dissipated per unit volume

$$\frac{\text{ft-lb}_{\text{force}}/\text{sec}}{\text{cu ft}} = \text{lb}_{\text{f}}/\text{sq ft}/\text{sec}$$

$$W = \frac{E}{V}$$

(6-6)

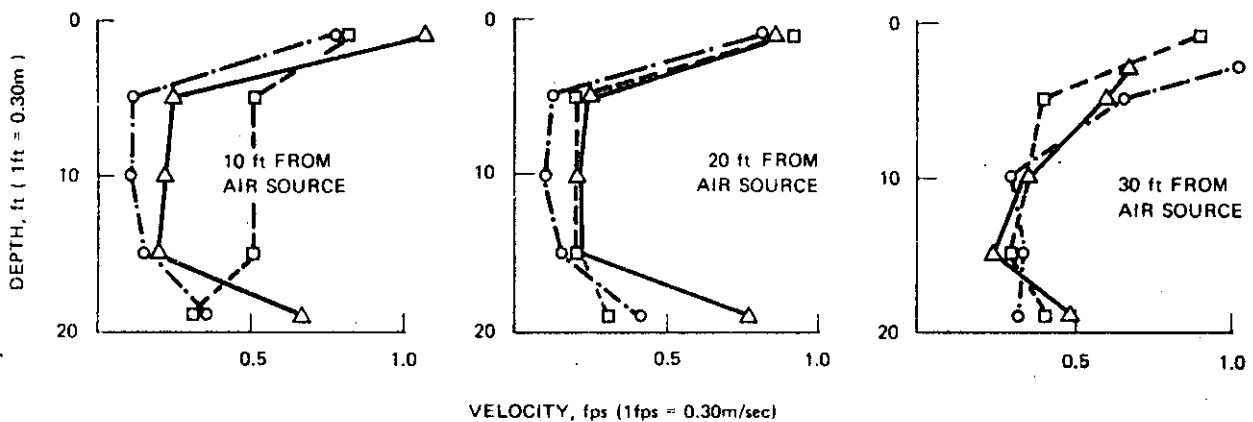
where:

E = rate of work on energy transfer (power), ft-lb<sub>f</sub>/sec, and

V = volume of reactor, cu ft

μ = absolute viscosity of the liquid, lb<sub>f</sub>-sec/sq ft

The velocity gradient is a more refined design criterion for mixing than the unit power criterion in that it takes into account the power actually transferred to the liquid (E), and the viscosity of the liquid (μ). Determination of these values for gas lift mixing in digesters is described below.



MIXER TYPE	DEPTH OF AIR RELEASE, ft (m)
—△—△—	17.0 (5.1)
—○—○—	9.5 (2.9)
—□—□—	12.5 (3.8)

DEPTH OF TANK = 20 ft (6.1m)  
AIR FLOW RATE = 300 scfm (8.5 m<sup>3</sup>/min)

FIGURE 6-24

COMPARISON OF LANCE AND DRAFT TUBE MIXING IN CLEAN WATER (147)

When gas is discharged into a digester, liquid flow results from the transfer of energy from the gas to the liquid as the gas isothermally expands and rises to the surface. If the liquid vapor pressure and the kinetic energy of the gas are ignored, the power transferred from the gas to the liquid may be expressed as (155):

$$E = 2.40 P_1(Q) \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right) \quad (6-7)$$

where:

E = rate of work or energy transfer (power), ft-lb<sub>f</sub>/sec

Q = gas flow, cfm

P<sub>1</sub> = absolute pressure at the liquid surface, psi

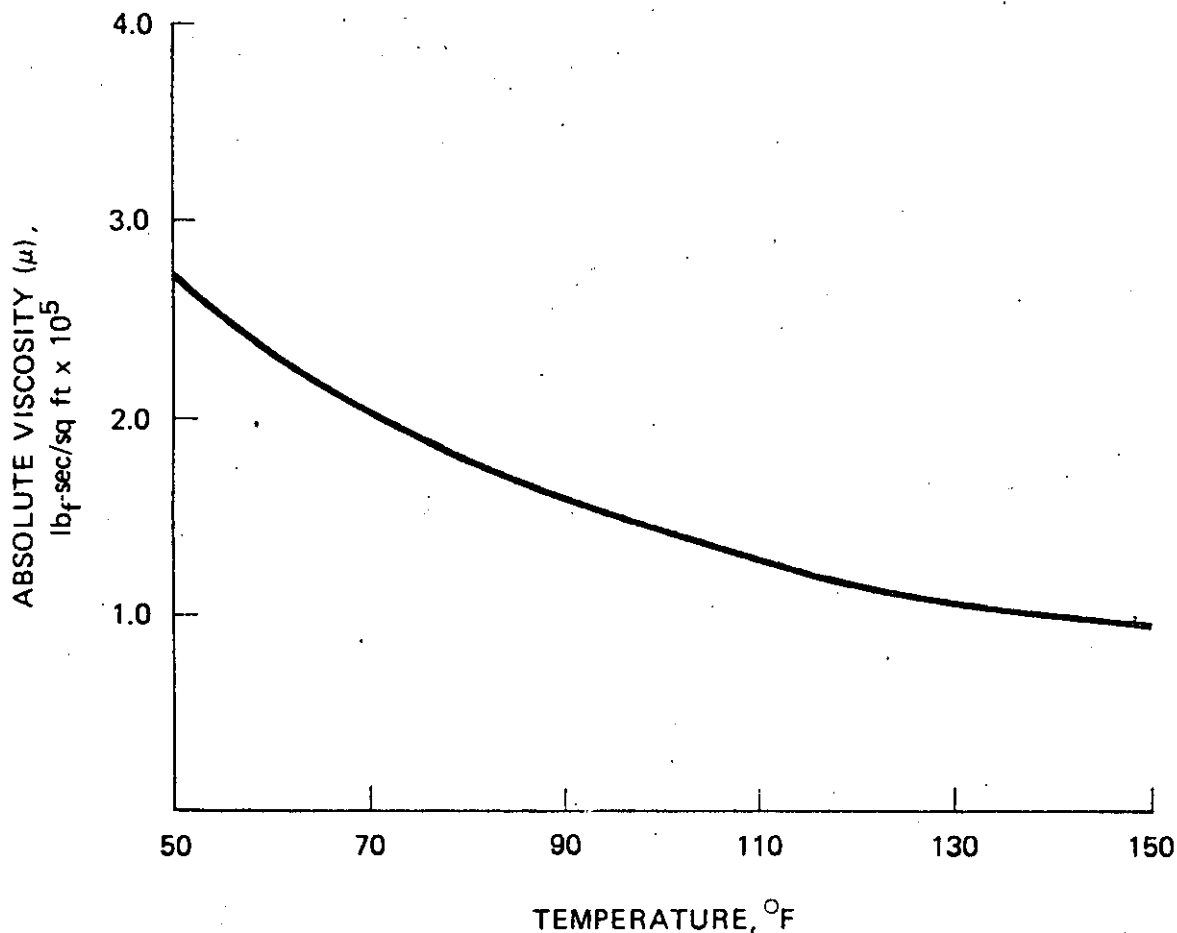
P<sub>2</sub> = absolute pressure at the depth of gas injection, psi

Therefore, given a gas flow through a mixer system and the depth of the diffuser, Equation 6-7 can be used to calculate the power transferred to the digester liquid (E). The power dissipated per unit volume (W) can then be calculated by dividing the rate of energy transfer (E) by the volume of the digester (V).

There is little information on the rheology (flow properties) of unstabilized wastewater sludges although some data does exist on the rheology of anaerobically digested sludge (156,157). This is partly because it is extremely difficult to do such studies correctly (158). In general, digesting sludge seems to be a pseudoplastic material exhibiting only slight thixotropic properties (156). Pseudoplastic liquids become less viscous at higher shearing rates. Thixotropic liquids become less viscous with time at a constant shearing rate. Chapter 14 has additional information on sludge rheology.

Three parameters--temperature, solids concentration, and volatile content appear to affect sludge viscosity. As the temperature of sludge is increased, its viscosity is reduced. The relationship between temperature and viscosity for water is presented on Figure 6-25. (A similar relationship between temperature and sludge viscosity exists, although this has not been documented.) The viscosity of sludge increases exponentially as the solids concentration increases (159), as shown on Figure 6-26. This graph also shows that viscosity increases with the volatile content of the sludge; however, the effect is only noticeable when the solids content of the digesting sludge is greater than three percent. The entrapment of gas bubbles in digesting sludge may also affect viscosity, although the magnitude of this effect

has not been measured. In general, then, it is not possible to pinpoint the viscosity of digesting sludge although major influences can be identified.

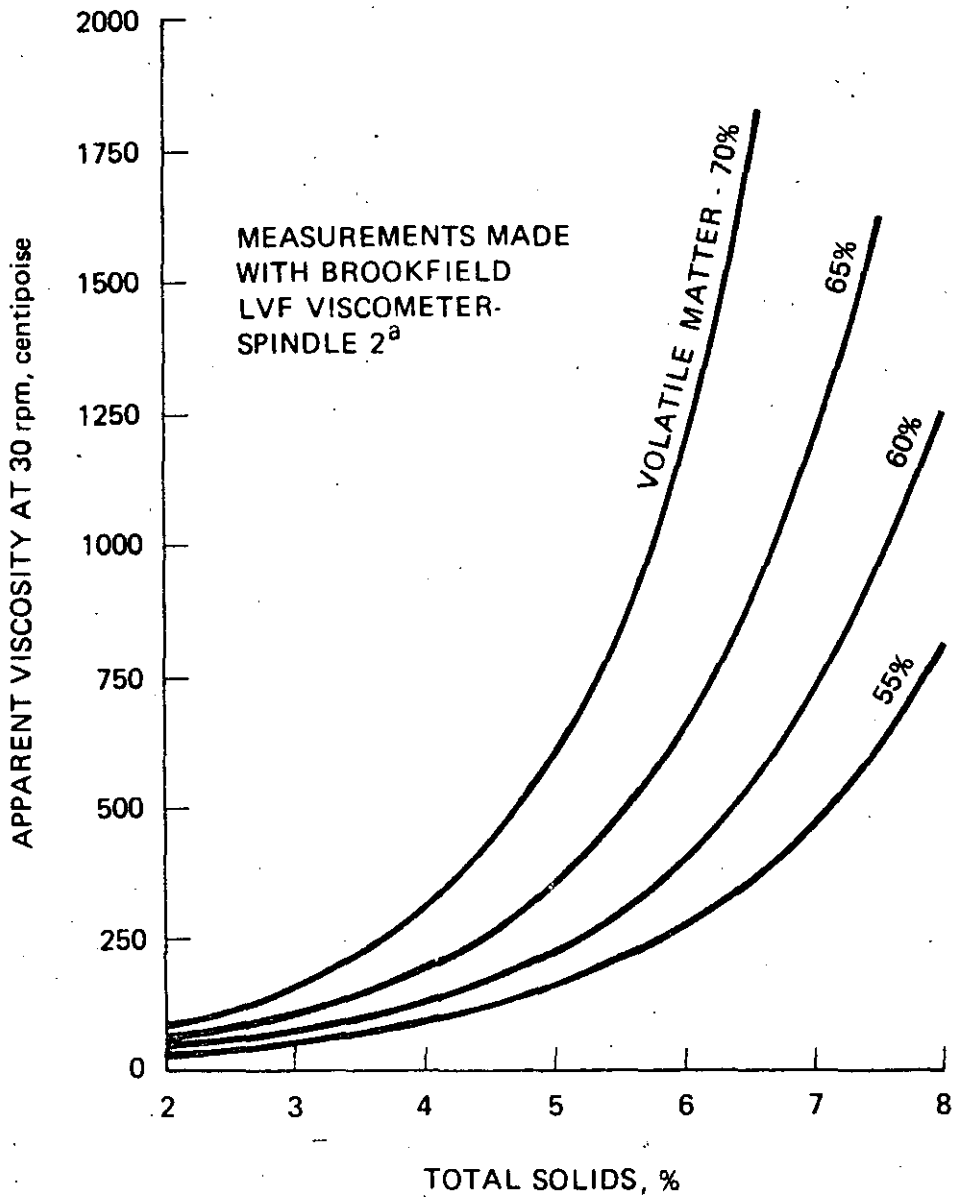


(1 centipoise =  $2.08 \times 10^{-5}$  lb-sec/ft<sup>2</sup>)

FIGURE 6-25

### EFFECT OF TEMPERATURE ON THE VISCOSITY OF WATER

The appropriate "G value" to use for design is difficult to determine. In general, the "G value" should be between 50 and 80  $\text{sec}^{-1}$ . Walker (75) recommends a "G value" of 85  $\text{sec}^{-1}$  for substantial auxiliary mixing. A design value at the high end of the range should be selected for a large digester with only a single mixer, or in a case where grit or scum problems appear likely. A lower "G value" is appropriate in cases where several mixers are distributed through the tank or where sufficient detention time has been provided to allow a slower rate of



<sup>a</sup> THE BROOKFIELD VISCOMETER OPERATES IN A VERY LOW SHEAR STRESS RANGE, SO APPARENT VISCOSITIES ARE VERY HIGH. THIS DATA SHOULD NOT BE USED TO CALCULATE SLUDGE FLOW IN PIPES IN THE LAMINAR FLOW REGIME.

FIGURE 6-26

EFFECT OF SOLIDS CONCENTRATION AND VOLATILE CONTENT ON THE VISCOSITY OF DIGESTING SLUDGE (156)

digestion. The use of a two-speed compressor provides the capability to match mixing intensity with variations in operating conditions.

An example of gas mixer sizing is found in Section 6.2.9.3:

Unit Gas Flow. As described in the preceding paragraphs, gas flow through a mixing system can be related to the mixing energy delivered to the liquid. Therefore, a simple way to size a gas lift mixer is to specify a unit gas flow. For a draft-tube system, 5 to 7 scfm/thousand cubic foot of digester (5 to 7 m<sup>3</sup>/min/km<sup>3</sup>) at about 6 psig (41.4 kN/m<sup>2</sup>) is sufficient to produce strong mixing. Less gas is required for a free-lift system, 4.5 to 5 cfm per thousand cubic feet (4.5 to 5 m<sup>3</sup>/min/km<sup>3</sup>) of reactor; however, the pressure must be higher since the gas is discharged at the bottom of the tank (75). 1.5 to 2.0 cfm per foot (0.14 to 0.19 m<sup>3</sup>/min/m) of diameter (0.14 to 0.19 m<sup>3</sup>/min/m) has also been recommended for free gas lift mixers (137).

The unit gas flow can be related to the velocity gradient by combining equations 6-5, 6-6 and 6-7 and solving for  $\frac{Q}{V}$ , the unit gas flow:

$$\frac{Q}{V} = \frac{G^2 \mu}{(P_1) \ln \left( \frac{P_2}{P_1} \right)} \quad (6-8)$$

The values in Table 6-19 were calculated from this equation.

#### 6.2.6.4 Covers

Anaerobic sludge digestion tanks are covered to contain odors, maintain operating temperature, keep out oxygen, and collect digester gas. Digester covers can be classified as either fixed or floating. Cross sections of both types are shown on Figure 6-27. Floating covers are more expensive but allow independent additions and withdrawals of sludge, reduce gas hazards, and can be designed to control formation of a scum-mat.

Fixed digester covers are fabricated from steel, reinforced concrete and, since the mid-1970s, corrosion-proof fiberglass reinforced polyester (FRP). In most cases, fixed covers are dome-shaped, although conical and flat concrete covers have been built. Concrete roofs are susceptible to cracking caused by rapid temperature changes. Consequently, gas leakage has been a frequent problem with reinforced concrete covers (75).

Generally, fixed-cover digesters are operated so as to maintain a constant water surface level in the tank. Rapid withdrawals of digested sludge (without compensating additions of raw sludge)

can draw air into the tank, producing an explosive mixture of sludge gas and oxygen. The explosive range of sludge gas in air is 5 to 20 percent by volume (52). In addition, there have been cases in which the liquid level under the fixed cover has been allowed to increase sufficiently to damage the cover structurally. Usually, this involves a tightly clogged overflow system and a forgotten feed valve.

TABLE 6-19

RELATIONSHIP BETWEEN THE VELOCITY GRADIENT  
AND UNIT GAS FLOW

G Velocity gradient, sec <sup>-1</sup>	Q/V Unit gas flow <sup>a</sup> , cfm/1,000 cu ft
40	2.1
50	3.3
60	4.4
70	6.4

<sup>a</sup>Calculated assuming depth of gas release is 13 ft and that absolute viscosity of sludge is the same as for water at 95°F.

$$1 \text{ cfm/1,000 cu ft} = 1 \text{ m}^3/\text{min}/1,000 \text{ m}^3$$

Traditionally, floating covers have followed one of two designs: the pontoon or Wiggins type and the Downes type (Figure 6-27). Both types of covers float directly on the liquid and commonly have a maximum vertical travel of 6 to 8 feet (2 to 3 m). These cover designs differ primarily in the method used to maintain buoyancy, which, in turn, determines the degree of submergence. In the Wiggins design, the bottom of the cover slopes steeply along the outer edge. This outer portion of the cover forms an annular pontoon or float that results in a large liquid displacement for a small degree of cover-plate submergence. Therefore, Wiggins covers have only a portion of the annular area submerged, with the largest portion of the cover exposed to the gas above the liquid surface. However, for the Downes design, as shown on Figure 6-27, the bottom of the cover slopes gradually throughout the entire radius, thereby providing only a small liquid displacement for a greater degree of ceiling plate submergence. Typically, the outer one-third of the radius of the Downes cover is in contact with the liquid. However, it is desirable to increase the degree of submergence by adding ballast to the cover, thus keeping the liquid level a few inches within



the central gas dome. This keeps floating matter submerged and subject to mixing action, reduces the area exposed to corrosive sludge gas, and adds to cover stability. The fundamental principle used to calculate ballast requirements is that at equilibrium, a floating cover displaces a volume of liquid equal in weight to the total weight of the cover. Ballast can be added as concrete blocks or as a layer of concrete spread across the upper surface of the cover.

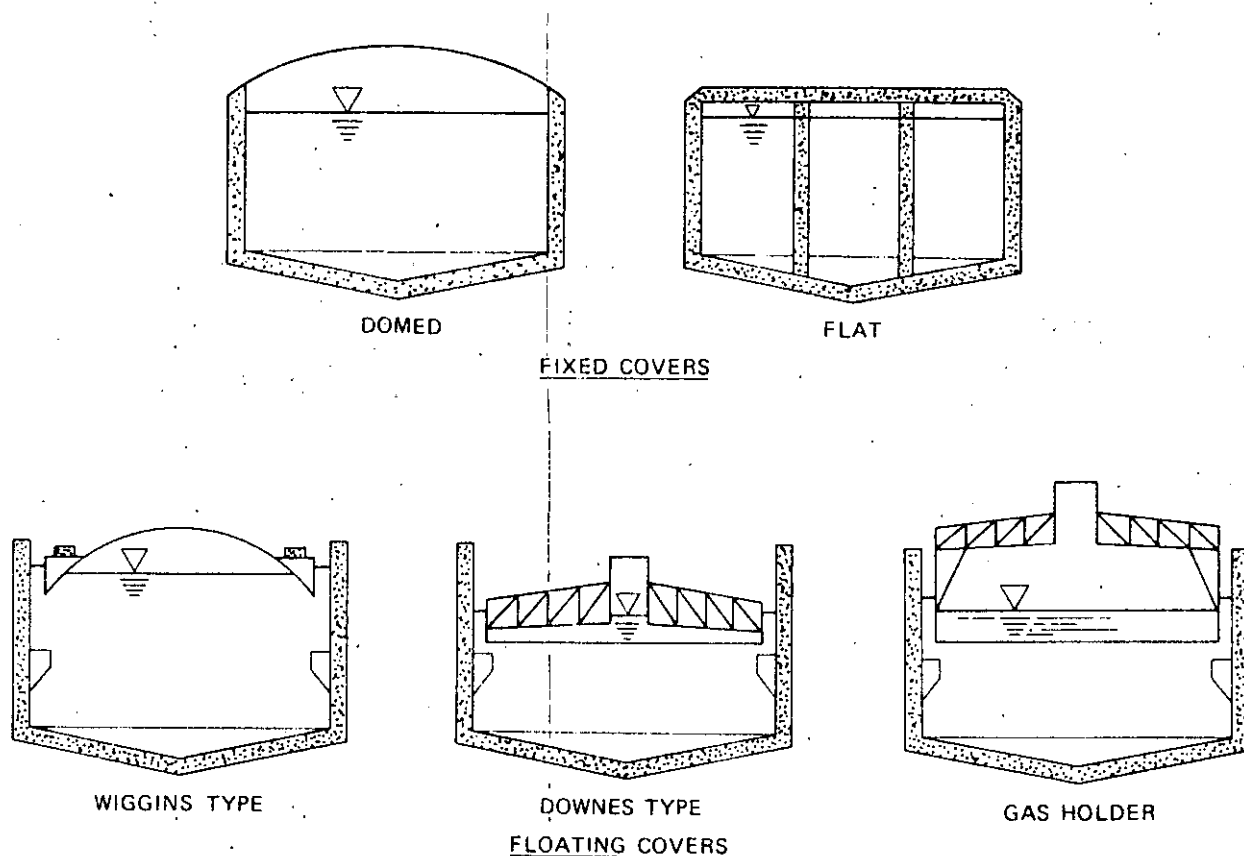


FIGURE 6-27

### TYPES OF DIGESTER COVERS

A variation of the floating cover is the floating gas holder, shown on Figure 6-27. Basically, a gas holder is a floating cover with an extended skirt (up to 10 feet [3 m] high) to allow storage of gas during periods when gas production exceeds demand. However, storage pressure in a gas holder is low--a maximum of 15 inches water column ( $3.7 \text{ kN/m}^2$ ). Therefore, this type of cover will store up to three to six hours of gas production, based on about six feet (2 m) of net travel. Greater storage is achieved by compressing the gas for high pressure storage in spheres or horizontal cylinders, or by providing a separate low pressure displacement storage tank.

Gas-holding covers are less stable than conventional floating covers because they are supported entirely by a cushion of compressible gas rather than incompressible liquid and because they expose a large side area to lateral wind loads. To prevent tipping or binding, ballast at the bottom of the extended skirt and spiral guides must be provided.

Typical appurtenances for a digester cover include sampling ports; manholes for access, ventilation, and debris removal during cleaning; a liquid overflow system; and a vacuum-pressure relief system equipped with a flame trap. The permissible range of gas pressure under a digester cover is typically 0 to 15 inches of water (0 to 3.7 kN/m<sup>2</sup>). Figure 6-28 provides an overview of four floating covered digesters with appurtenant equipment.

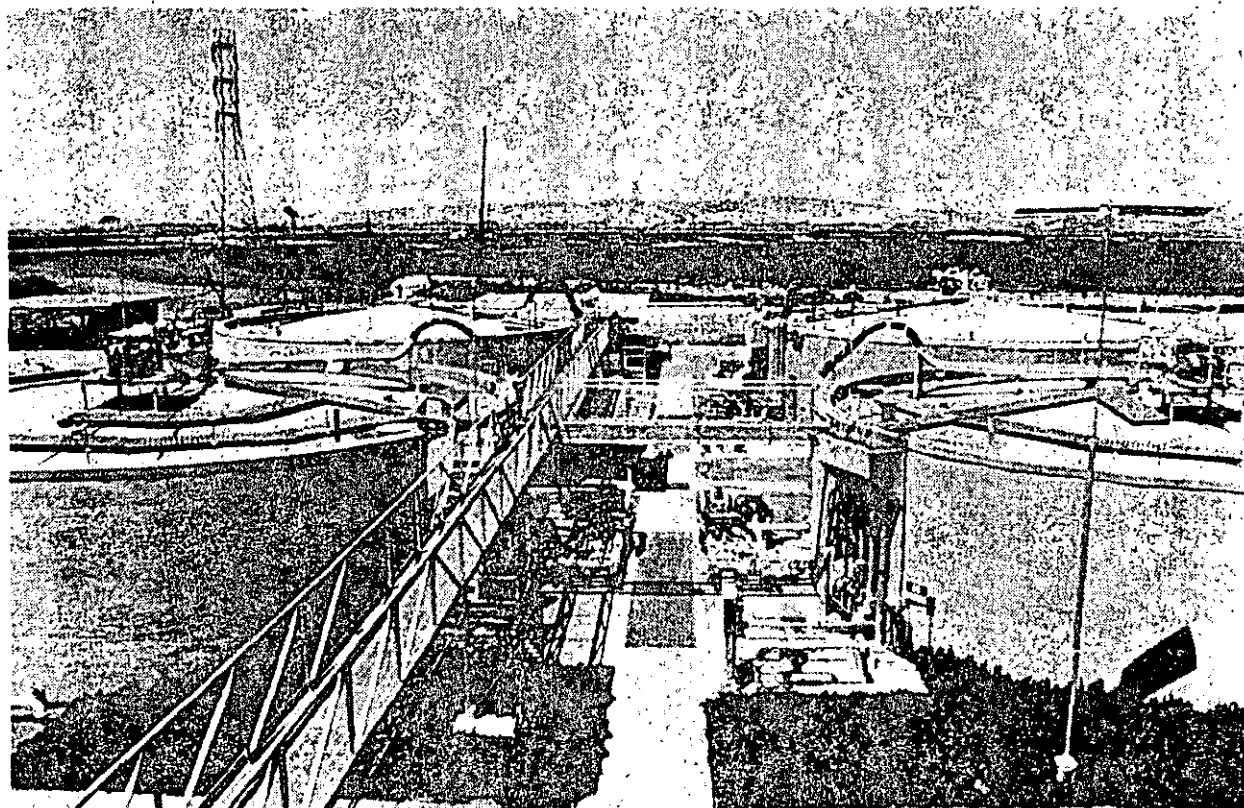


FIGURE 6-28

OVERALL VIEW OF FOUR DIGESTERS WITH DOWNES  
FLOATING COVERS AT SUNNYVALE, CALIFORNIA

### 6.2.6.5 Piping

The piping system for an anaerobic digester is an important component of the design. Many activities take place during the operation of a digester: feeding of raw sludge, circulation of sludge through the heat exchanger, withdrawal of digested sludge and supernatant, and collection of sludge gas. The piping system should be designed to allow these activities to occur concurrently, yet independently. Flexibility should also be built into the piping system to allow operation in a variety of modes and to ensure that digestion can be continued in the event of equipment breakdown or pipe clogging.

Feeding of incoming sludge into anaerobic digesters can be automated to load the tanks frequently and uniformly. Switching feeds between several tanks can be controlled based on either time, hydraulic flow, or solids flow. A time-controlled feed system uses a repeat-cycle timer to sequentially open and close the feed valve for each digester. Switching between digesters can occur every thirty minutes to four hours. A flow-controlled feed system uses a flowmeter on the raw sludge pipeline, in combination with a totalizer, to load preset volumes to each digester. These may or may not be equal depending on the individual characteristics of each digester. A feed control system based on solids flow requires the measurement of both raw sludge flow and density. Since density is correlated with the concentration of solids in sludge, these two signals can be combined to yield a measure of the solids mass being fed to the digesters. Selection of flowmeters and density meters for sludge is discussed in Chapter 17.

Raw sludge should enter the digester in the zone of intense mixing to disperse the undigested organics quickly. Raw sludge, before entering the digester, should be mixed with warm circulating sludge to seed the incoming sludge and avoid thermal shock. The introduction of cold feed sludge into regions where there is no local mixing results in the feed sludge sinking to the digester bottom and becoming an isolated mass.

Digested sludge is usually drawn off the bottom of the tank, although means to withdraw sludge from at least one other point should be provided in case the main line becomes plugged. A supernatant collection system, when required, should have drawoff points at three or more elevations to allow the operator to remove the clearest supernatant. An example of a supernatant collection system is shown on Figure 6-29. The telescopic valve is used to adjust the water surface level in the digester. An unvalved overflow with a vent as a siphon breaker is provided to ensure that the tank cannot be overfilled.

Special consideration should be given in the design of sludge-piping systems to prevent the deposition of grease and clogging with debris. Sludge piping generally has a minimum diameter of 6 inches (150 mm), except for pump discharge lines

in small plants, where four-inch (100 mm) diameter pipes may be acceptable. Where possible, considering these minimum pipe size recommendations, velocities in sludge pipelines should be maintained above four feet per second (1.2 m/sec) to keep sludge solids in suspension. The hydraulics of sludge piping is described in detail elsewhere (84,160). Glass lining of cast iron and steel pipe will prevent the buildup of grease and is recommended for all pipes conveying scum and raw sludge. The grease content of sludge is typically reduced by 50 percent or more during digestion, so that glass lining is not warranted for pipes carrying digested or circulating sludge. Sludge piping is generally kept as short as practicable, with a minimum number of bends. Long radius elbows and sweep tees are preferred for changes in direction. Provisions are commonly made for cleaning sludge lines with steam, high pressure water, or mechanical devices. These provisions should include blind flanges, flushing cocks, and accommodation for thermal expansion.

A problem unique to anaerobic digestion systems is the buildup of crystalline inorganic phosphate deposits on the interior walls of the tank and downstream piping. This encrustation will increase pipeline friction, displace volume in the digestion tank, and foul downstream mechanical equipment (102). This chemical scale has formed not only in digested sludge lines, but also on mechanical aerators for facultative sludge lagoons and in pipes carrying either digester supernatant or filtrate/centrate. Laboratory analyses have identified this material as magnesium ammonium phosphate ( $MgNH_4PO_4 \cdot 6 H_2O$ ), more commonly known as guanite or struvite. It has a specific gravity of 1.7, decomposes when heated, and is readily soluble only in acid solutions. Methods successfully used to prevent this buildup include (161):

- Aerobic digestion of the sludge stream with the highest phosphate content
- Dilution of digested sludge flows to prevent supersaturation and to raise pipeline velocities
- Limiting magnesium ion concentration in the stream
- Substitution of PVC pipe for cast-iron pipe to reduce interior roughness

#### 6.2.6.6 Cleaning

Anaerobic digestion tanks can become partially filled with a bottom layer of settled grit and a top layer of floating scum. These accumulations reduce the volume available for active digestion and thereby degrade the performance of the digesters. Periodically, the digestion tank must be drained and these

deposits removed. This cleaning process is usually expensive and unpleasant. Furthermore, it can disrupt normal processing of sludge for as long as several months. Therefore, attention should be given during design to (1) reducing the rate at which grit and scum can accumulate, and (2) making it easy to clean the digester when it becomes necessary.

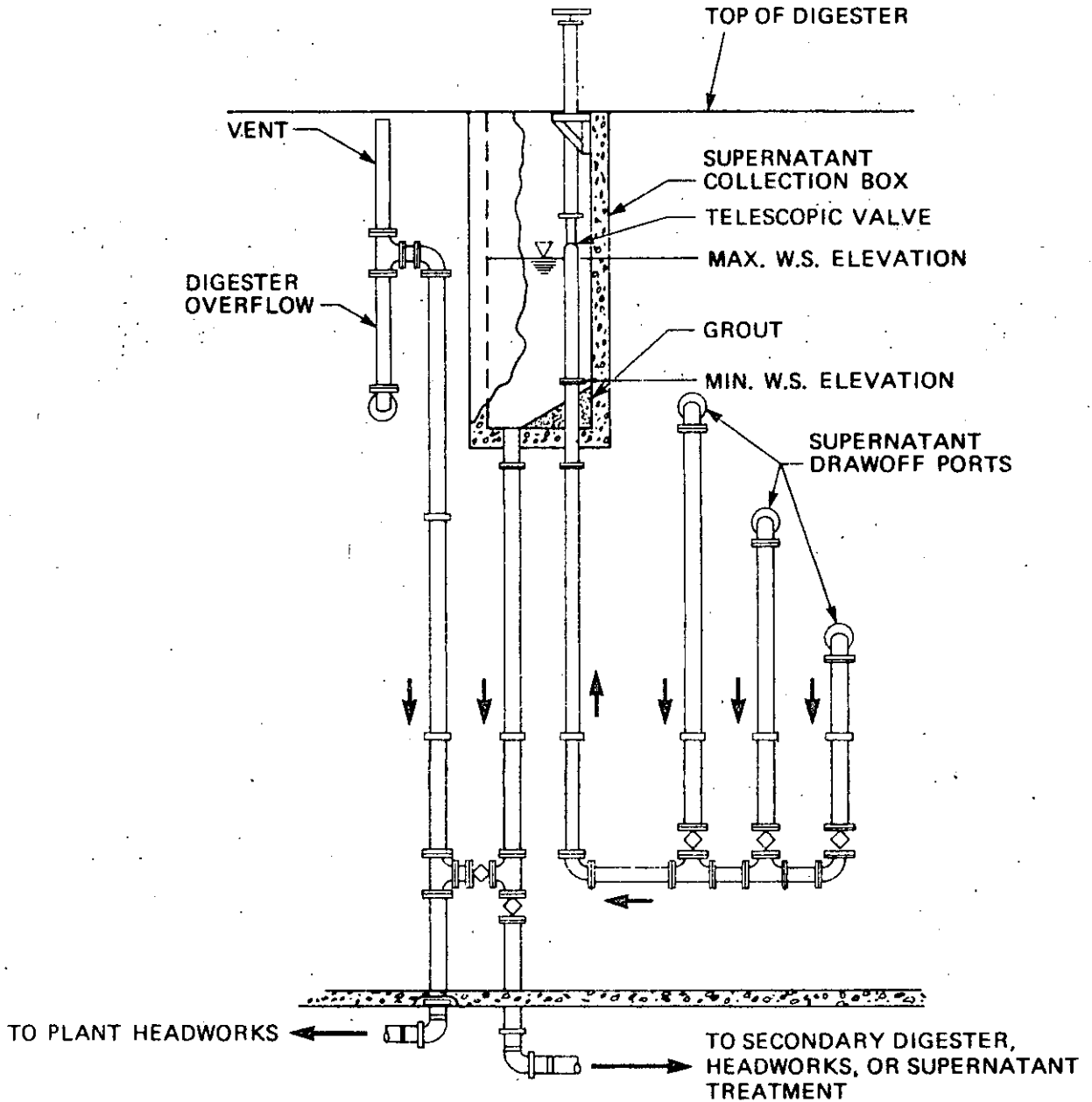


FIGURE 6-29

TYPICAL DIGESTER SUPERNATANT COLLECTION SYSTEM

## Prevention of Grit and Scum Buildup

The most sensible approach to minimizing digester cleaning is to prevent grit and scum from entering the system. This can be accomplished through effective grit removal in the headworks of the plant coupled with separate processing of scum (for example, incineration or hauling to a rendering plant). A second mitigation measure, which is almost as effective, is to maintain a homogeneous mixture within the digester so that the grit and scum cannot separate out. This is best achieved by strong mixing and positive submergence of the liquid surface under a floating cover (refer to the preceding sections on mixers and covers).

Provisions can also be made to remove grit and scum easily from the digester while normal digestion continues. Grit removal from the digester can be improved by providing multiple withdrawal points, or steep floor slopes (as in a waffle bottom or egg-shaped digester). An access hatch in the digester cover, or pipes extending into the upper levels of the digesting sludge, can be used to remove floating material in the tank before it forms a mat. Strong mixing in the tank will carry floating material down into the zone of active digestion, where it will be broken down. Other methods of scum control in digesters are described in References 41 and 162.

## Facilities for Digester Cleaning

Traditionally, digester cleaning has been a difficult, dirty task. As a result, it is often postponed until tank capacity is severely reduced. Cleaning then becomes even more onerous because of the increased urgency and scope of the operation. If a digester can be cleaned easily, it is much more likely that it will be cleaned regularly.

To ensure that the digesters can be easily cleaned, it is important for the designer to consider the following questions:

- What will be done with the raw sludge while the tank is out of service? Typically, raw sludge flow is distributed to the remaining tanks as long as there is adequate capacity. The problem, however, becomes much more serious in a plant with only one digester. Possibly, a temporary aerobic digester or an anaerobic lagoon can be devised, although odors may be a problem with the latter. Lime may be added to the raw sludge to disinfect it and control odors (see Section 6.4).
- How will the tank be drained? There is a risk of explosion during the period in which the tank is being emptied, making it important to speed this step in the cleaning process. Addition of a separate digester drain pump in the Sunnyvale treatment plant in California allows each tank to be emptied in less than two days. As shown on Figure 6-30, the intake of the drain pump is

located below the low point on the digester floor, from where the pump draws. As a result, the pump also serves to remove the slurry of grit and washwater rapidly. The volume of washwater required has been greatly reduced by the addition of the drain pump. Four to 5 feet (1.2 to 1.5 m) of sand on the bottom can be washed from the tank with washwater amounting to less than a quarter of the total tank volume.

Traditionally, the volume of washwater is two to four times the tank volume. Once drained, the Sunnyvale digesters can be scrubbed down in one day, and start-up can begin the next day. Before the drain pump was installed, all material removed from the tank had been lifted out through the manholes in the sidewalls. Consequently, it took 30 to 60 days to drain and clean a digester. In either case, an additional month will be required to restore the biological process completely, unless it is seeded from other "healthy" digesters. Ten to fifteen percent of the digester's volume is usually required for adequate seeding. A seeded digester can be brought back into full biological activity in less than a week.

- Where will the contents of the tank and the washwater be taken? Placing these materials on a sand-drying bed or in an existing sludge lagoon are two simple solutions to the problem. Construction of a small earthen basin, specifically for use during digester cleaning, may be warranted. Hauling material in tank trucks to another treatment plant or to a suitable disposal site is another option. Mechanical dewatering equipment may be used to reduce the volume for hauling, but the large proportion of abrasive material (grit) contained in the sludge and wash water may produce excessive wear.

At the Joint Water Pollution Control Plant, operated by the County Sanitation Districts of Los Angeles County, all washwater is treated in a separate digester cleaning facility. The washwater is first passed through sieve bend type (static) strainers and then pumped to cyclonic grit separators. The removed grit is cleaned in a helical screw grit washer and, along with the screenings, is transported by conveyor to storage hoppers. These hoppers are emptied daily and the material trucked to a sanitary landfill. Figure 6-31 shows the cyclonic grit separator and static screens at this plant. The liquid discharged from the cyclonic grit separators is further processed in dissolved air flotation tanks. Liquid underflow from these flotation tanks is diverted to the primary sedimentation tanks, while float and settled material are combined with digested sludge flow and fed to the plant's sludge dewatering system. The digester cleaning facility now serves 33 digesters with a

combined capacity of 5.7 million cu ft (21,200 m<sup>3</sup>). A full-time seven-man crew is required for digester cleaning, allowing a five-year cleaning cycle. New digester additions under construction in 1979 will lengthen this period to seven years. In 1973, the bid for construction of the digester cleaning facility was approximately \$3,000,000.

- How will access be provided into the tank? Manholes should be provided through both the cover and the sidewalls of the tank to allow for ventilation, entrance of equipment and personnel, and removal of organic and inorganic debris. Often in the past, the number and size of these openings has not been sufficient for easy cleaning.
- Is there a source of water for washing the tank and refilling it for start-up? Washdown water should be air-gapped and capable of supplying a pressure in excess of 60 psi (414 kN/m<sup>2</sup>) through a hose of at least one-inch (2.5 cm) diameter. Larger capacities are required for digesters greater than 55 feet (17 m) in diameter. Once the tank has been cleaned, start-up begins by filling the tank with either raw wastewater, primary effluent, or unchlorinated secondary effluent, and bringing the entire contents up to operating temperature. If seed sludge is to be used, it should be fed into the digester as soon as its liquid contents have achieved operating temperature.

Additional discussions of digester cleaning and start-up can be found in references 164 and 165.

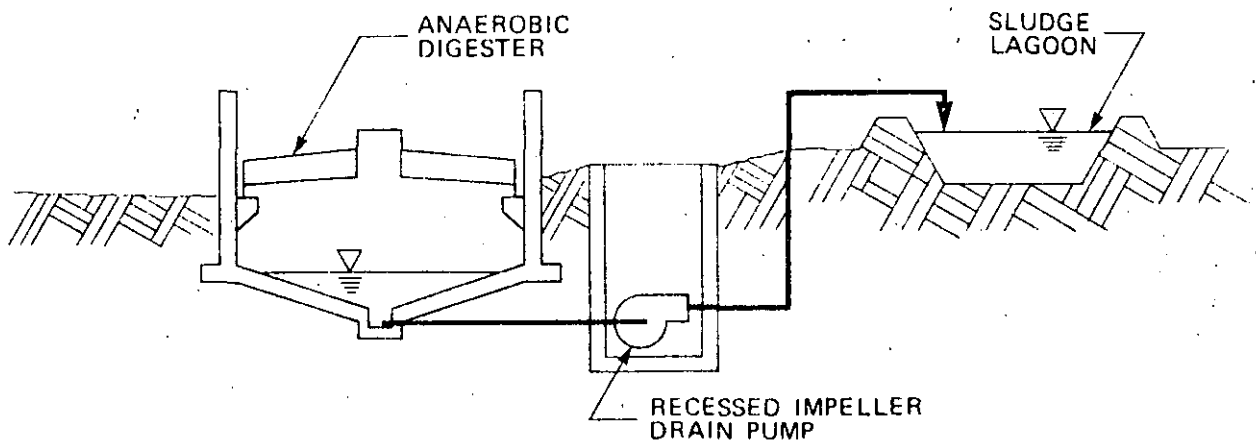


FIGURE 6-30

DIGESTER DRAIN SYSTEM



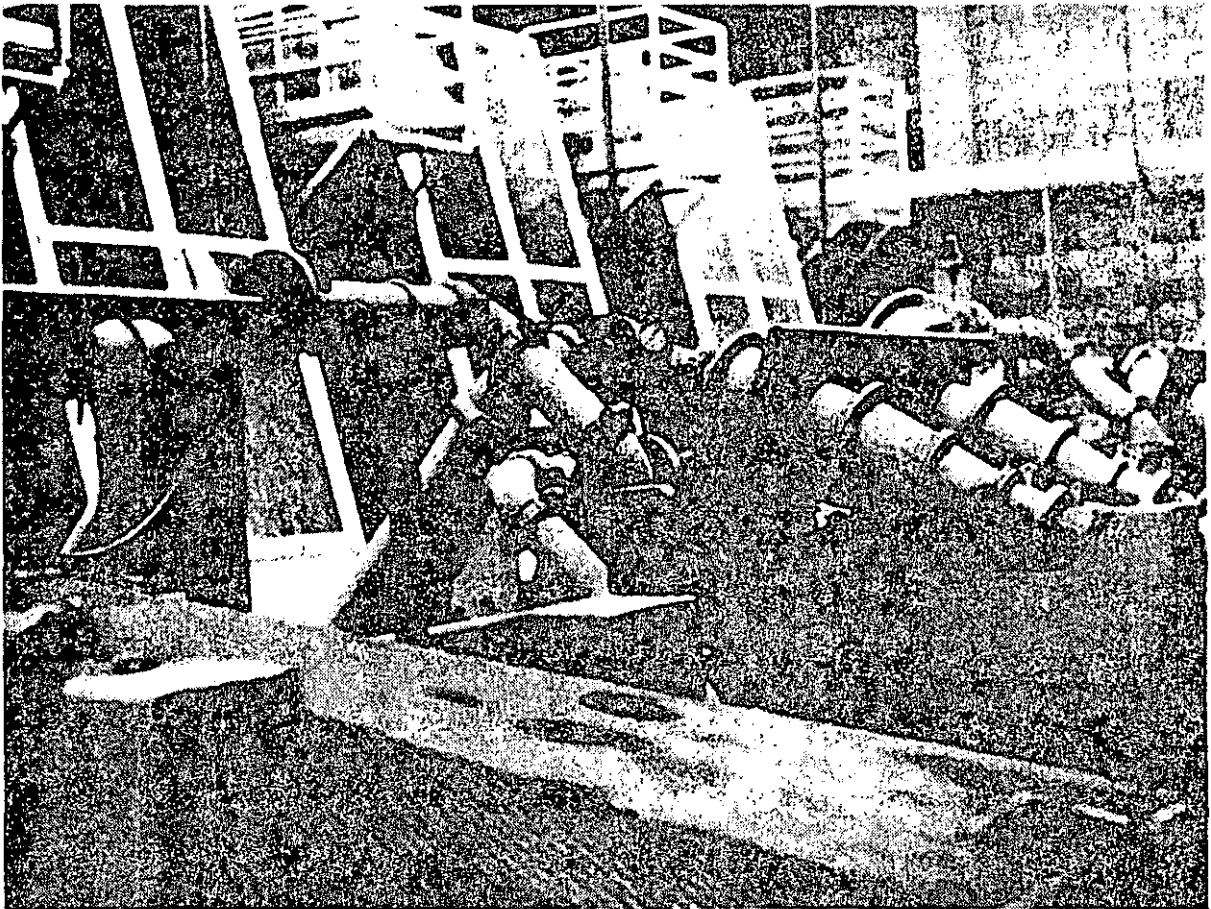
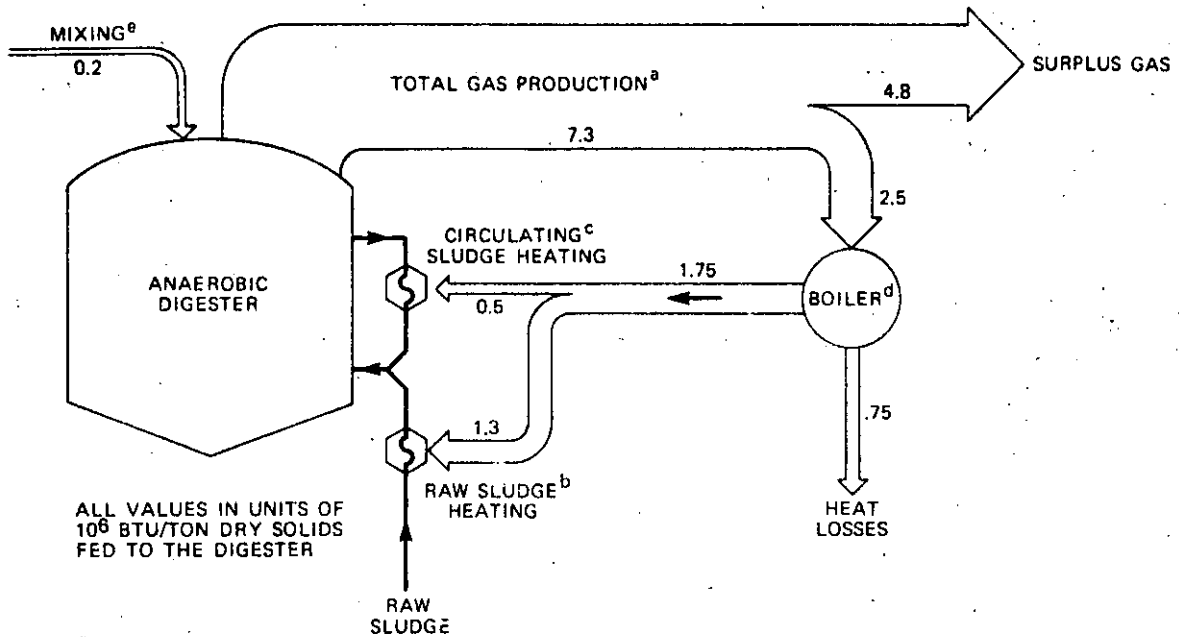


FIGURE 6-31

DIGESTER WASHWATER CLEANING BY CYCLONIC SEPARATORS, GRIT DEWATERERS, AND STATIC SCREENS AT LOS ANGELES COUNTY CARSON PLANT

#### 6.2.7 Energy Usage

The flow of energy through a typical anaerobic digester system is displayed on Figure 6-32. In this simple system, a hot water boiler, fueled with sludge gas, is used to heat the digesters. The digestion system shown on Figure 6-32 produces more energy than it requires in the form of digester gas. The energy required for digestion is mainly to heat the sludge. The energy consumed in mixing the digester contents is very small in comparison. Surplus digester gas can be (1) burned in a boiler to produce heat for buildings in the plant, (2) used to power an engine to generate electricity or directly drive a pump, (3) sold to the local utility for use in the domestic gas supply, or (4) flared



(1 Btu/lb = 0.56 kg-cal/kg)

<sup>a</sup> Raw sludge volatile solids contents, percent	75
Volatile solids reduction during digester, percent	50
Specific gas production, cu ft/lb VS reduced	15
Heat value of gas, Btu/cu ft	650

$$2,000 \text{ lb/ton} (0.75) (0.50) (15 \frac{\text{cu ft}}{\text{lb}}) (650 \frac{\text{Btu}}{\text{cu ft}}) = 7.3 \times 10^6 \text{ Btu/ton}$$

<sup>b</sup> Feed solids concentration, percent	
Specific heat of sludge, Btu/lb/°F	
Rise in temperature, °F	

$$\frac{2,000 \text{ lb/ton}}{0.04} (1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb-}^\circ\text{F}}) (25^\circ\text{F}) = 1.3 \times 10^6 \text{ Btu/ton}$$

$$\frac{\text{c Makeup Heat Requirement}}{\text{Raw Sludge Heat Requirement}} = 40 \text{ percent}$$

<sup>d</sup> Net boiler and heating system efficiency, percent	70
--	----

<sup>e</sup> Feed solids concentration, percent	4
Detention time, days	20
Mixing requirement, bhp/1,000 cu ft	0.25

$$\frac{2,000 \text{ lb/ton}}{(0.04) 62.4 \text{ lb/cu ft}} (20 \text{ days}) (24 \frac{\text{hr}}{\text{day}}) (0.25 \frac{\text{bhp}}{1,000 \text{ cu ft}}) (2,547 \frac{\text{Btu}}{\text{bhp-hr}}) = 2.4 \times 10^5 \text{ Btu/ton}$$

FIGURE 6-32

ENERGY FLOW THROUGH AN ANAEROBIC  
SLUDGE DIGESTION SYSTEM

in a waste-gas burner. The energy flow through a more complex gas utilization system, in which gas is used to fuel an engine-generator, is described in Chapter 18.

The energy flow diagram shown on Figure 6-32 conveys very effectively the relative magnitude and direction of energy exchanges in an anaerobic digestion system. This type of diagram is helpful in the design of a gas utilization system. However, more detail must be added and the full range of expected conditions must be evaluated, rather than just the average conditions depicted for this case.

More complete discussions of digester gas utilization systems can be found in Chapter 18 and elsewhere (38,39).

#### 6.2.8 Costs

Cost curves have been compiled that plot construction costs for anaerobic digestion systems versus either digester volume (166), sludge solids loading (167,168,169), or total treatment plant flow (170,171,172). However, these curves differ significantly, even when converted to a common cost index and plotted in terms of a single sizing parameter (Figure 6-33). Cost curves are generally constructed to allow comparison of equivalent alternatives and consequently do not always describe actual costs.

Estimated annual costs for operation and maintenance are shown in Figure 6-34. No credit has been given in this graph for the value of surplus sludge gas. In most cases, use of this gas requires construction of additional facilities for conditioning, compressing, and burning the gas. The cost for construction and operation of these systems (38) must be included in calculations of the net value of surplus sludge gas.

#### 6.2.9 Design Example

This section illustrates the basic layout and sizing of the major components in an anaerobic sludge digestion system. For this example, it is assumed that the treatment plant provides activated sludge secondary treatment to a typical municipal wastewater. A mixture of primary sludge and thickened waste-activated sludge is to be anaerobically digested, held in a facultative sludge lagoon, and ultimately spread as a stabilized liquid onto land.

##### 6.2.9.1 Design Loadings

Sludge production estimates for two flow conditions, average and peak day, are listed in Table 6-20 (see page 6-79). The peak loading is listed because several components must be sized

to meet this critical condition. Refer to Chapter 4 for a discussion of the procedures to determine sludge production values. Sludge solids concentrations and the resulting sludge volumes are also included in Table 6-20.

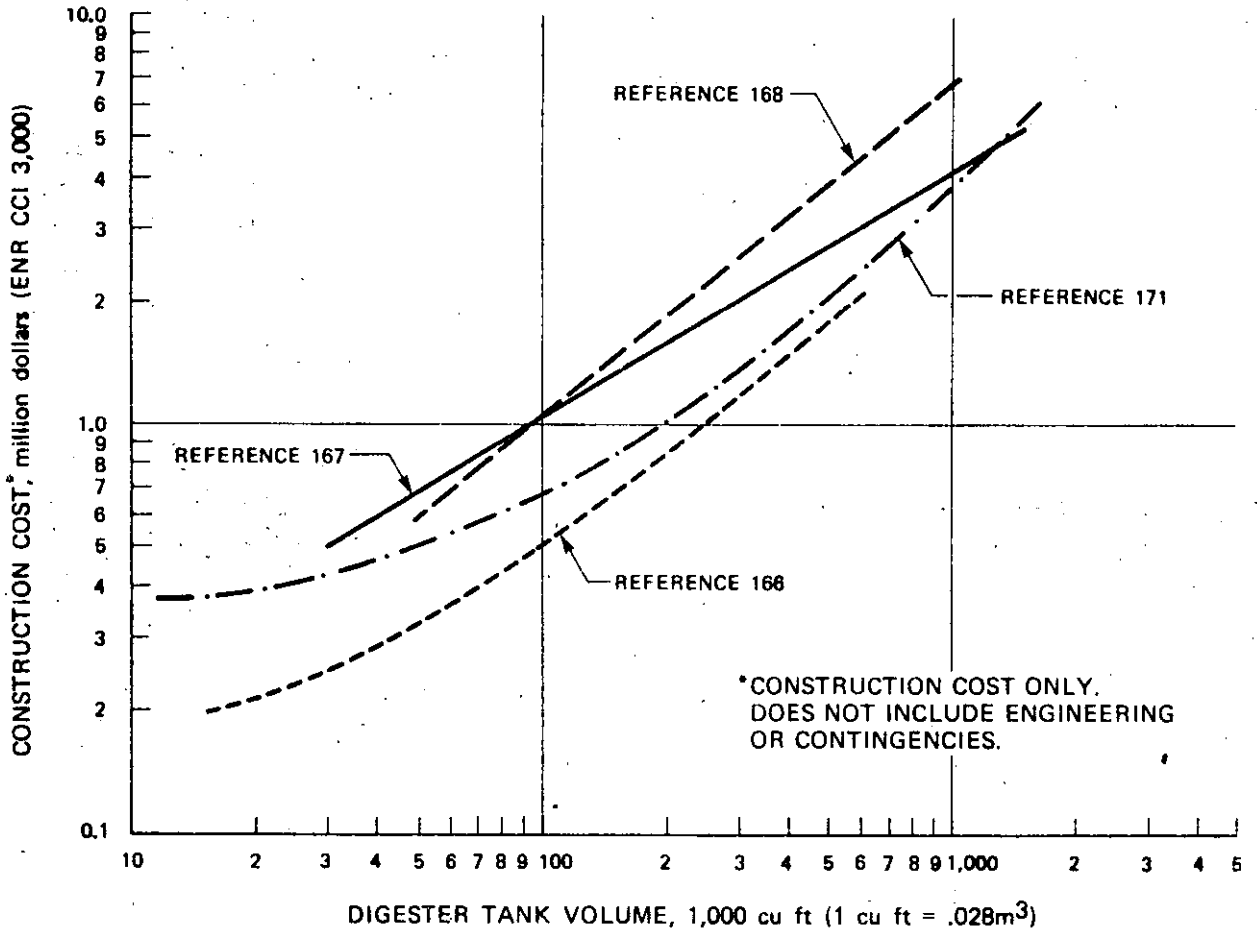


FIGURE 6-33

**CONSTRUCTION COSTS FOR ANAEROBIC DIGESTION SYSTEMS (111-168, 171)**

6.2.9.2 System Description

The conceptual design for a high-rate anaerobic digestion system is presented on Figure 6-35 (see page 6-80). At the heart of the system are two cylindrical single-stage, high-rate digestion tanks operated in parallel. The contents of both digesters are heated to 95°F (35°C) and vigorously mixed with draft-tube gas mixers. Floating covers are used on both tanks to keep floating material soft and submerged, and to allow in-line storage of sludge in the digestion tanks.

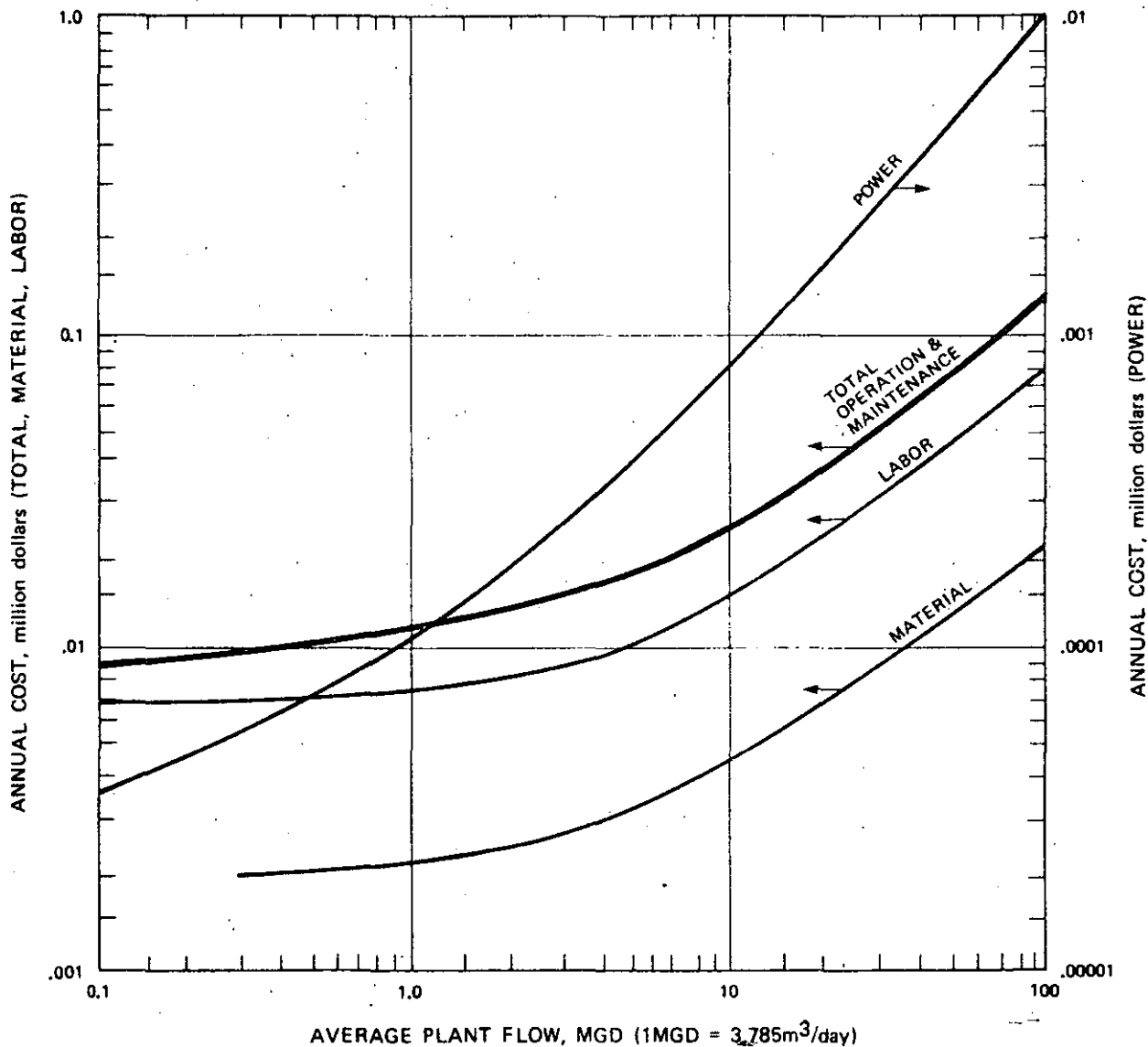


FIGURE 6-34

**OPERATING, MAINTENANCE, AND ENERGY COSTS  
FOR ANAEROBIC SLUDGE DIGESTION SYSTEMS (171)**

Raw primary and secondary sludges are first combined and then heated to 95°F (35°C) in a jacketed pipe heat exchanger. The rate of the raw sludge flow is measured with a magnetic flowmeter. The signal from this meter is integrated to indicate the hydraulic loading to digestion. This information is also used to indicate equal volumes of raw sludge for even distribution to each digester. The controls are set so that each digester is fed approximately ten times each day. Raw sludge is mixed with circulating sludge and added to the digester through the gas dome in the center of the cover. The operating temperature in the digester is maintained by circulating a

small volume of sludge through an external spiral heat exchanger. Digested sludge is withdrawn daily from the bottom of the tank and transferred by gravity to facultative sludge lagoons. For monitoring purposes, a flowmeter is included in the digested sludge withdrawal line. This provides a means for evenly distributing the sludge to several lagoons. Both tanks are operated as completely mixed primary digesters without supernatant removal.

### 6.2.9.3 Component Sizing

#### Digestion Tanks

Sizing criteria:

- $\geq 10$  days solids retention time during the most critical expected condition to prevent process failure (See Section 6.2.3.3).
- $\geq 50$  percent volatile solids reduction at average conditions to minimize odors from the facultative sludge lagoons.

Tank volume:

Raw sludge flow at peak conditions ( $Q_p$ )

--Assume peak day conditions (this is conservatively large but provides a margin of safety).

$$Q_p = 6,010 + 3,430 = 9,440 \text{ cu ft per day } (267 \text{ m}^3/\text{day})$$

Active volume ( $V_a$ )

$$V_a = \frac{9,440 \text{ cu ft per day}}{2 \text{ tanks}} (10 \text{ days}) = 47,200 \text{ cu ft per tank}$$

Correction for volume displaced by grit and scum accumulations and floating cover level.

Assume:

4-ft grit deposit

2-ft scum blanket

2-ft cover below maximum

8-ft total displaced height

Therefore, if original sidewater depth of the tank is 30 feet, active volume is only  $\frac{30-8}{30} = 0.73$  of the total tanks volume.

Tank volume ( $V_t$ )

$$V_t = \frac{47,200 \text{ cu ft}}{\text{tank}} \left( \frac{1}{.73} \right)$$
$$= 64,700 \text{ cu ft per tank}$$
$$\text{Say } 65,000 \text{ cu ft per tank} = (1,800 \text{ m}^3/\text{tank})$$

Solids retention time at average conditions ( $SRT_a$ )

$$SRT_a = \frac{65,000 \text{ cu ft per tank (2 tanks)}}{3,200 \text{ cu ft per day} + 2,000 \text{ cu ft per day}}$$
$$= 25.0 \text{ days, based on total volume, 50 percent}$$

volatile solids reduction can be expected with this solids retention time (see Section 6.2.4.1).

Tank dimensions:

Diameter (D)

Assuming initially, a 30-foot sidewater height and neglecting the volume in the bottom cone:

$$D = \sqrt{\frac{4(65,000 \text{ cu ft})}{(30 \text{ ft})}} = 52.5 \text{ ft} = (16.0 \text{ m})$$

Sidewater height (h)

Since floating covers come in 5-foot diameter increments, enlarge diameter and adjust sidewater height:

$$h = \frac{4(65,000 \text{ cu ft})}{(55 \text{ ft})^2} = 27.4 \text{ ft} = (8.4 \text{ m})$$

Note: This adjustment increases displacement volume effect and reduces active volume to  $\frac{27.4-8}{27.4}$  or 0.71. This is ignored in this example because of previous conservative assumptions.

TABLE 6-20

## DESIGN LOADING ASSUMPTIONS

Parameter	Flow condition	
	Average	Peak day
Sludge production, lb dry solids/day		
Primary sludge	10,000	15,000
Waste activated sludge	5,000	7,500
Solids concentration, percent		
Primary sludge	5.0	4.0
Waste activated sludge	4.0	3.5
Sludge volume <sup>a</sup> , cu ft/day		
Primary sludge	3,200	6,010
Waste activated sludge	2,000	3,430

<sup>a</sup>Sludge volume = 
$$\frac{\text{sludge production}}{(\text{solids concentration}) (\text{density of sludge})}$$

e.g., 
$$\frac{10,000 \text{ lb/day}}{(.05) (62.4 \text{ lb/cu ft})} = 3,200 \text{ cu ft/day.}$$

1 lb/day = .454 kg/day

1 cu ft/day = .0283 m<sup>3</sup>

### Heat Exchangers - (See Section 6.2.6.2)

Raw sludge heat exchanger capacity ( $Q_s$ )

Assume:

- Peak day sludge loading
- Minimum temperature of raw sludge = 55°F

$$Q_s = \left( \frac{9,440 \text{ cu ft}}{\text{day}} \right) \left( \frac{62.4 \text{ lb}}{\text{cu ft}} \right) \left( \frac{1 \text{ day}}{24 \text{ hrs}} \right) \left( 1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} \right) (95^\circ\text{F} - 55^\circ\text{F})$$

$$= 982,000 \text{ Btu/hr} = (247,000 \text{ kg-cal/hr})$$



## Makeup heat exchanger capacity ( $Q_m$ )

Assume:

- Tank completely buried but above water table,  $U = 0.06$
- Bottom exposed to wet soil,  $U = 0.11$
- Cover insulated,  $U = 0.16$
- Minimum soil temperature =  $40^\circ\text{F}$
- Minimum air temperature =  $10^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} Q_m &= \text{heat loss through walls + bottom + top} \\ &= (0.06 \text{ Btu/sf/}^\circ\text{F/hr}) \left( [2 \text{ ft}] 55 \text{ ft} / 4 [27.4 \text{ ft}] \right) (95^\circ\text{F} - 40^\circ\text{F}) \\ &\quad + (0.11) \left( [55 \text{ ft}]^2 / 4 \right) (95^\circ\text{F} - 40^\circ\text{F}) \\ &\quad + (0.16) \left( [55 \text{ ft}]^2 / 4 \right) (95^\circ\text{F} - 10^\circ\text{F}) \\ &= 76,029 \text{ Btu/hr} = (19.2 \text{ kg-kcal/hr}) \end{aligned}$$

The above calculated values are used for sizing equipment. Average heat requirements would be substantially less.

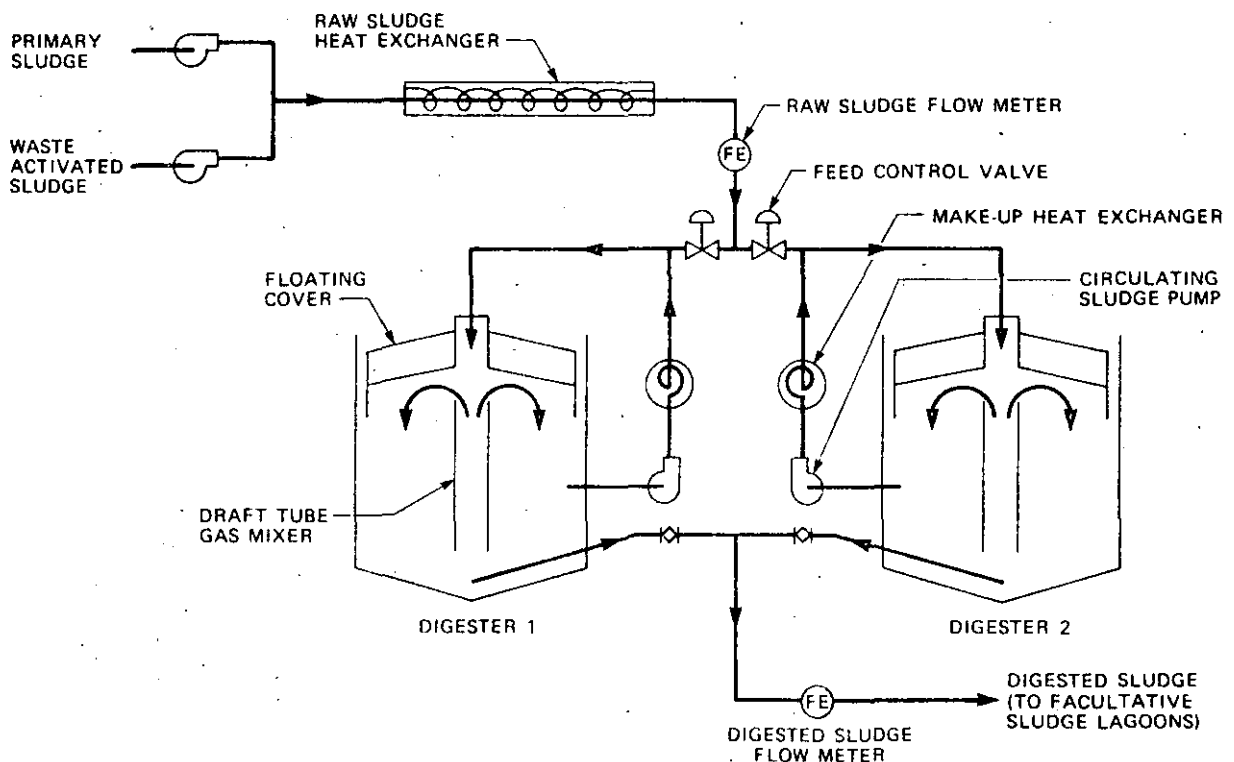


FIGURE 6-35

## CONCEPTUAL DESIGN OF AN ANAEROBIC SLUDGE DIGESTION SYSTEM

Mixing (See Section 6.2.6.3)

Sizing criterion:

Assumptions:

- Velocity gradient (G) = 60 sec<sup>-1</sup>
- Plant located at sea level P<sub>1</sub> = 14.7 psi
- Gas released 13 ft below the water surface P<sub>2</sub> = 14.7 + 0.434 (13) = 20.3 psi
- Viscosity of the digesting sludge is the same as for water at 95°F or 1.5 x 10<sup>-5</sup> lb<sub>f</sub>-sec/sq ft

Rate of energy transfer (E)

Combining Equations 6-5 and 6-6 and solving for E:

$$\begin{aligned} E &= V \mu G^2 \\ &= 65,000 \text{ cu ft/tank } (1.5 \times 10^{-5} \text{ lb}_f \text{ - sec/sq ft}) (60 \text{ sec}^{-1})^2 \\ &= 3,510 \text{ ft lb}_f \text{/sec/tank} = (4.8 \text{ kW/tank}) \end{aligned}$$

This is the power delivered to the digester contents. Motor horsepower for the compressor will be substantially higher.

Gas Flow (Q) solving Equation 6-7 for Q.

$$\begin{aligned} Q &= \frac{E}{2.4 (P_1) \left( \ln \frac{P_2}{P_1} \right)} && (6-8) \\ &= \frac{3,510 \text{ ft-lb/sec/tank}}{2.4 (14.7 \text{ psi}) \left( \ln \frac{20.3 \text{ psi}}{14.7 \text{ psi}} \right)} \\ &= 308 \text{ cfm/tank } (0.145 \text{ m}^3 \text{/sec/tank}) \end{aligned}$$



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, INDUSTRIALES, MUNICIPALES Y REUSOS

F I L T R A C I O N

M. EN I. GASTÓN MENDOZA G.

NOVIEMBRE, 1985.

## DISEÑO DE FILTROS ROCIADORES (1)

Los filtros rociadores se emplean para tratar los residuos líquidos domésticos o industriales. El proceso consiste en reducir la DBO percolando el líquido sobre bacterias existentes en un medio compuesto por roca o plástico.

### 1. GENERALIDADES

Los filtros rociadores fueron usados por primera vez en Inglaterra, en 1893. Desde entonces se les ha utilizado en todo el mundo, tanto para el tratamiento de residuos industriales como domésticos.

Consisten en cámaras circulares de 1.8 m. de profundidad, provistas de un medio filtrante bien graduado, como ladrillo vitrificado, escoria volcánica, piedra, grava, coque, carbón, usualmente de 40 mm. de diámetro ( 1 1/2 pulg. que se incrementa a 100-150 mm. (4 a 6 pulg.) en el fondo (0.30 m.).

Los medios filtrantes de menor tamaño producen efluentes de

(1) Por ingeniero Edmundo Izurieta R.

mejor calidad, pero tienden a obturarse fácilmente.

El WPRL de Inglaterra ha experimentado que para el tratamiento de líquidos domésticos la escoria volcánica o la grava - (piedra triturada) de 25mm. (1 pulg.) producen excelentes efluentes, los peores que se obtuvieron fueron con piedra lisa de 65 mm. (2 1/2 pulg.) A pesar de las recomendaciones anteriores la selección del material adecuado dependerá de la disponibilidad local y del costo. Actualmente, en los Estados Unidos se produce un medio plástico sintético (resinas sintéticas) cuyo empleo se está generalizando en muchos países. Tienen la ventaja de pesar poco y se las puede almacenar en pilas altas, el costo en Inglaterra es de - 27.5 libras (47.0 dólares) por  $m^3$ .

Recientemente se lanzó en Inglaterra un medio formado por láminas delgadas colocadas alternadamente y constituidas de cloruro de polivinilo.

El principal problema de diseño radica en calcular el volumen requerido del filtro, como función de la  $DBO_5$ , flujo del líquido y eficiencia deseada del filtro.

Básicamente existen dos procedimientos de cálculo:

- Método del Consejo Nacional de Investigación ( CNI )
- Método de K. L. Schulze.

## 2. METODO DEL CONSEJO NACIONAL DE INVESTIGACION

Se aplica la fórmula:

$$E = \frac{100}{1 + 0.0085 \left( \frac{W}{V.F} \right)^{1/2}}$$

E = eficiencia o porcentaje de la remoción de DBO<sub>5</sub>

W = peso de la DBO<sub>5</sub> aplicado por día, lb/día

V = volumen del filtro, acre/pie

F = número de pasadas efectivas por el filtro

El número efectivo de pasadas por el filtro se refiere a la circulación hidráulica:

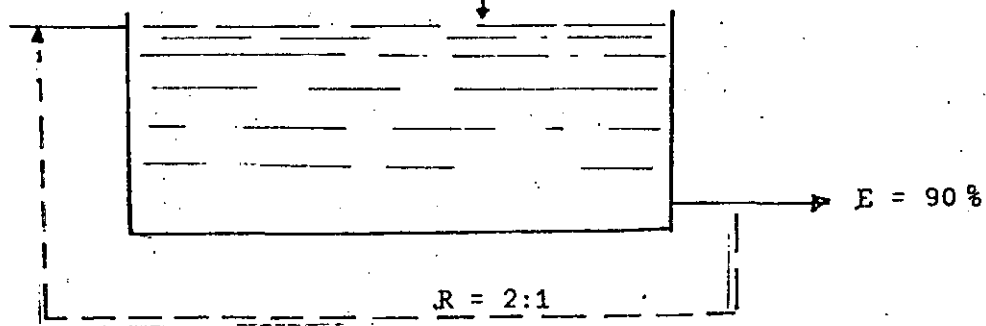
$$F = \frac{1 + R}{(1 + 0.1 R)^2}$$

R = relación de reciclo ( flujo total relacionado con el que recircula ).

Ejemplo :

$G_d = 1,000 \text{ gpm}$

DBO : 300 ppm



$$W = \frac{1,000 \times 3.78 \times 1,440 \times 300 \times 2.2}{10^6}$$

$$W = 3,000 \text{ lb/día} \\ (1,365 \text{ Kg./día})$$

$$F = \frac{1 + R}{(1 + 0.1 R)^2}$$

$$F = \frac{1 + 2}{(1 + 0.1 \times 2)^2}$$

$$F = 2.08$$

$$E = \frac{100}{1 + 0.0085 \left( \frac{W}{V \cdot F} \right)^{1/2}}$$

$$90 = \frac{100}{1 + 0.0085 \left( \frac{3.600}{V \times 2.08} \right)^{1/2}}$$

$$V = 10.1 \text{ acre/pie (1acre/pie} = 1,254 \text{ m}^3)$$

$$V = 12,450 \text{ m}^3$$

Para simplificar el cálculo se han preparado nomogramas que permiten la aplicación de la fórmula del CNI.

Los valores obtenidos son :

$$V = 10 \text{ acre/pie}$$

$$\text{Diámetro} = 240 \text{ pies ( para una profundidad de 10 pies )}$$

### 3. METODO DE K.L. SCHULZE

Matemáticamente se expresa con las siguientes fórmulas :

$$\frac{L_e}{L_i} = e^{-k \cdot t}$$

$$t = \frac{D}{Q} - 67$$

$$L_e = \text{DBO5 del efluente, mg/l}$$

$$L_i = \text{DBO5 del influente, mg/l}$$

$$t = \text{tiempo de contacto}$$

$$D = \text{profundidad del filtro, pies}$$



$Q$  = carga hidráulica, millón/gal/acre/día (MGAD)

$K$  = constante igual a 0.3

$$\frac{L_e}{L_i} = e^{-0.3 \frac{D}{Q} \cdot 67}$$

Una vez determinado el valor de  $Q$  el volumen se determina - aplicando esta fórmula :

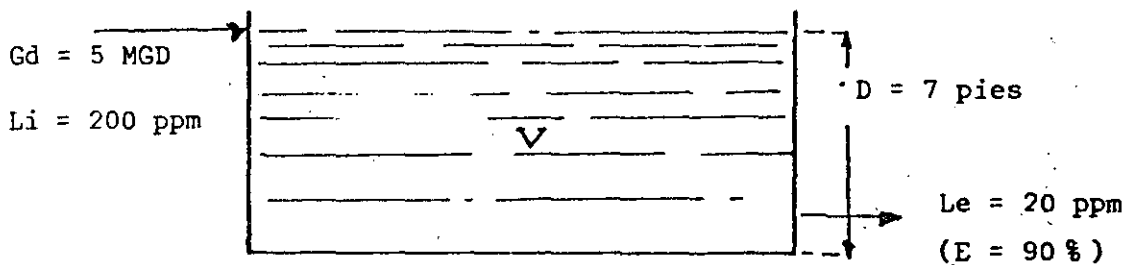
$$V = \frac{Gd \cdot D}{Q}$$

$V$  = volumen, acre/pie

$Gd$  = millón/galones/día (MGD)

$D$  = pies

Ejemplo :



$$\frac{Le}{Li} = e^{-0.3} \frac{D}{Q} \cdot 67$$

$$\frac{20}{200} = e^{-0.3} \frac{7}{Q} \cdot 67$$

$$0.1 = \frac{1}{e \frac{2.1}{Q} \cdot 67}$$

$$Q = 0.87 \text{ MGAD}$$

$$V = \frac{Gd}{Q} \cdot D$$

$$V = \frac{5}{0.87} \cdot 7$$

$$V = 403 \text{ acre/pie}$$

$$V = 49,900 \text{ m}^3$$

Como en el caso anterior se pueden emplear nomogramas. Los resultados que se obtienen son los siguientes :

$$Q = 0.87 \text{ MGAD}$$

$$A = 5.75 \text{ acres}$$

Diámetro = 560 pies

V = 40.3 acre/pie

#### 4. DISCUSION SOBRE LA DETERMINACION COEFICIENTES

Un filtro rociador opera en forma similar a un proceso intermitente de lodos activados que puede matemáticamente expresarse así:

$$\frac{S_e}{S_o} = e^{-k \cdot X_v \cdot t}$$

$S_e$  = sustancia orgánica remanente, mg/1

$S_o$  = sustancia orgánica en el influente, mg/1

$K$  = constante

$X_v$  = sólidos volátiles

$t$  = tiempo de retención

El tiempo medio de retención ( $t_m$ ) es:

$$t_m = \frac{C \cdot D^m}{Q^n}$$

$C, n, m$  = constantes

$Q$  = carga hidráulica, gpm/pie cuadrado

$D$  = profundidad del filtro, pies

La masa biológica  $X_v$  dependerá del área y naturaleza del material que forma el filtro ( $A_v$ ). Reemplazando en la fórmula anterior :

$$\frac{S_e}{S_o} = e^{-\frac{k \cdot A_v \cdot D^m}{Q^n}} = e^{-\frac{KD^m}{Q^n}}$$

$$k = K \cdot A_v$$

En algunas ocasiones es necesario recircular el líquido en el filtro para mejorar la eficiencia, lo que equivale a diluir la DBO en el influente

$$\frac{S_e}{S_a} = e^{-\frac{KD^m}{Q^n}}$$

$S_a$  = contenido orgánico por dilución

$$S_a = \frac{S_o + N \cdot S_e}{1 + N}$$

$N$  = relación del reciclo

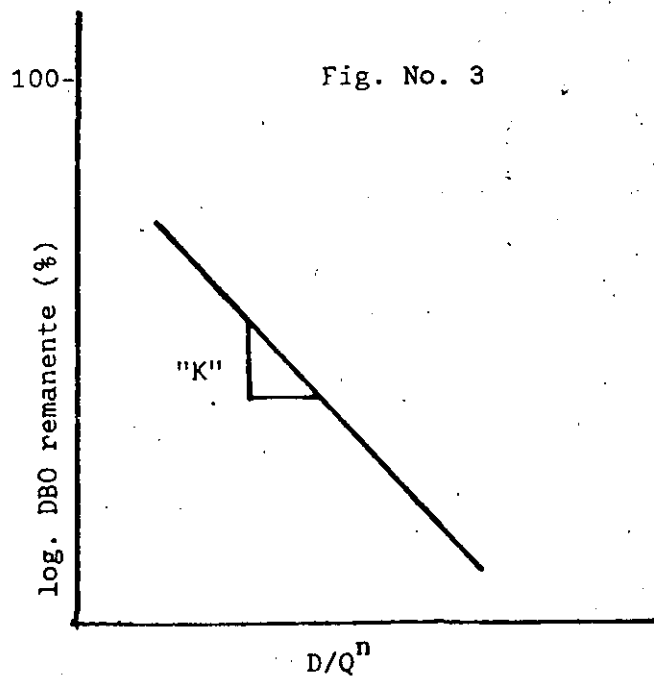
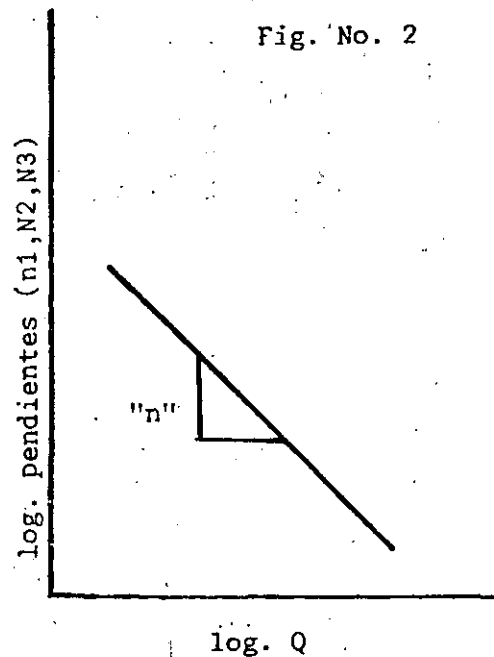
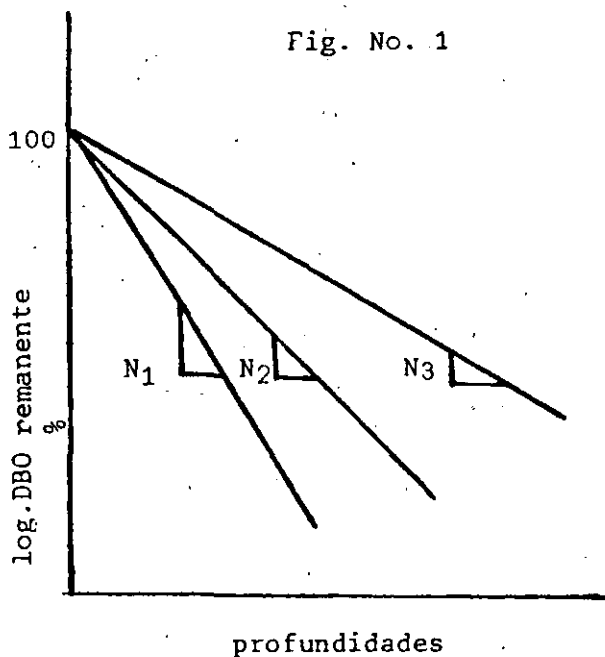
$$\frac{S_e}{S_o} = \frac{e^{-X}}{(1 + N) - N \cdot e^{-X}}$$

$$X = \frac{K \cdot D^m}{Q^n}$$

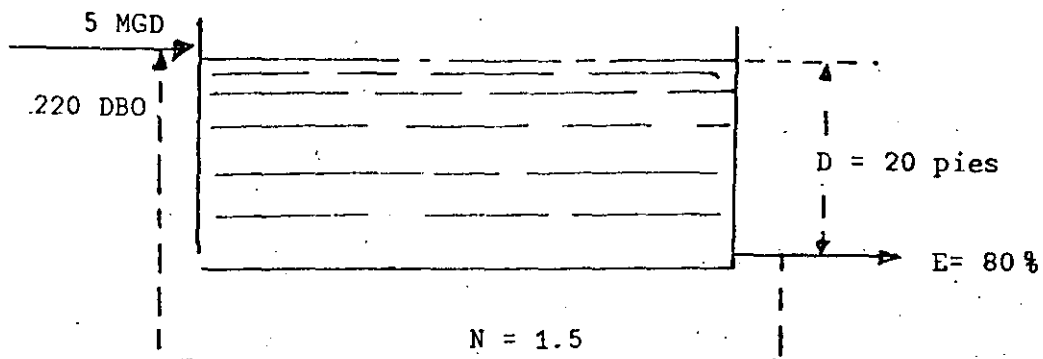
Para la determinación de los coeficientes se puede proceder - así:

1. Preparar un filtro piloto con dispositivos para tomar - muestras a diferentes alturas y usando previamente un medio aclimatado.
2. Seleccionar distintas cargas o flujos hidráulicos, generalmente de 0.5 a 5.0 gpm/pie cuadrado para filtros mayores de 10 pies de profundidad.
3. A diferentes profundidades y para cada flujo hidráulico se determina la DBO ( DQO o COT).
4. Dibujar los valores obtenidos en el anterior de la DBO remanente expresada en porcentaje (%), en papel similogaritmico, en relación con las profundidades a las que se tomaron las muestras. Gráfica No. 1
5. En la gráfica No. 1 determinar las pendientes (N1,N2,N3).
6. Dibujar en papel logaritmico la curva reusltante de los - valores de las pendientes en relación con valores de Q, determinando el valor de la pendiente "n". Gráfica No. 2
7. Dibujar la curva resultante de los valores de los logaritmos del porcentaje de la DBO remanente en relación con los de

$D/Q^n$  y determinar el valor del coeficiente "K". Gráfica No. 3



Ejemplo:



En una planta piloto de filtro rociador se obtuvo la siguiente información :

% de DBO remanente (promedio)

carga hidráulica en gpm/pie<sup>2</sup>

profundidad ( pies )	1	2	3	4
6	62	70	75	80
12	36	46	57	63
18	24	32	43	48.5
24	14	22	32	39

Los valores obtenidos de las curvas fueron los siguientes :

$K = 0.082,$

$n = 0.5$

Se desea diseñar el filtro sin recirculación y con recirculación.

$$\frac{S_e}{S_o} = e^{-K \cdot D} \quad (m = 1)$$

$$Q^n$$

$$\frac{S_e}{S_o} = \frac{1}{e^{0.082D}}$$

$$Q^{0.5}$$

$$0.20 = \frac{1}{e^{(0.082)(20)}}$$

$$Q^{0.5}$$

$$Q^{0.5} = 1.02 ; \quad Q = 1.0 \text{ gpm/pie}^2$$

$$(1,440 \text{ gpd/pie}^2)$$

$$\text{área} = \frac{5 \times 10^6}{1,440}$$

$$= 3,475 \text{ pies}^2$$

diámetro = 66.5 pies

Con recirculación y usando el factor  $N = 1.5$

$$S_a = \frac{S_o + N S_e}{1 + N}$$



$$S_a = \frac{220 + 1.5 (44)}{1 + 1.5}$$

$$S_a = 114.5$$

$$\frac{S_e}{S_a} = \frac{44}{114.5} = 0.385$$

$$0.385 = \frac{1}{e^{(0.082)(20)} Q^{0.5}}$$

$$Q^{0.5} = \frac{1.64}{0.955} = 1.72$$

$$Q = 2.96 \text{ gpm/ pie}^2$$

$$\text{área} = \frac{5 \times 10^6}{1,440 (2.96)}$$

$$\text{área} = 1,175 \text{ pies}^2$$

$$\text{Volumen} = 1.175 \times 20$$

$$\text{Volumen} = 23,500 \text{ pies}^3$$

Los coeficientes empleados en el ejemplo se obtuvieron mediante pruebas de campo ( planta piloto ), cuyos resultados se indican en

las siguientes páginas 16 y 17.

#### 5. ESPECIFICACIONES DE LOS FILTROS ROCIADORES

Para el diseño y la buena operación de un filtro rociador es necesario cumplir con ciertas especificaciones básicas.

a. La DBO no debe exceder de 500 mg/1 para asegurar condiciones aeróbicas. En el caso que los residuos líquidos superen ese valor debe diseñarse el filtro con recirculación.

b. Cuando se emplee un medio filtrante con "superficie específica alta (high specific surface,  $M^2/n^3 = 8.55$ ), debe ser mínima la carga hidráulica para evitar una acumulación excesiva de materia orgánica que inunda el filtro.

c. El pH de los residuos líquidos debe ser tal que el exceso de acidez o alcalinidad se neutralice en las capas superiores del filtro, este problema se puede obviar diseñando la recirculación del efluente.

d. El proceso aerobio requiere  $O_2$ , mediante el cual se lleva a cabo la conversión del C (carbono) y del N (nitrógeno). En los primeros pies de profundidad del filtro se efectúa la libe-

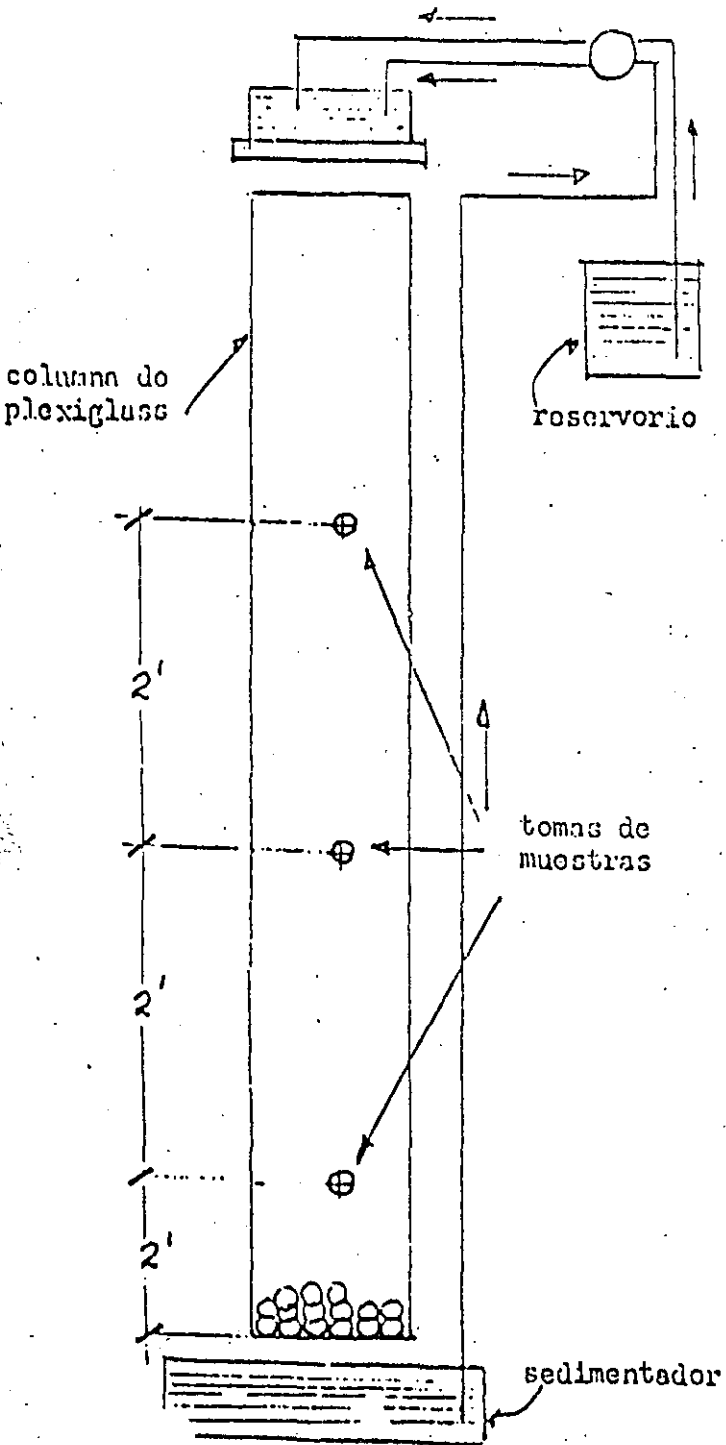
# DETERMINACION PRACTICA DE LOS COEFICIENTES

Porcentaje de la DBO remanente ( promedio )

profundidad (pies)	carga hidráulica $150 \text{ m}^3/\text{pie}^2$			
	1	2	3	4
6	62	70	75	80
12	36	46	57	63
18	24	32	43	48.5
24	14	22	32	39

Datos para la computación del coef. "K"

D pies	Q $\text{m}^3/\text{pie}^2$	$Q^{0.5}$	$D/Q^{0.5}$	DBO remanente %
6	1.0	1.0	6.0	62
12	1.0		12.0	36
18	1.0		18.0	24
24	1.0		24.0	14
6	2.0	1.414	4.25	70
12	2.0		8.50	46
18	2.0		12.75	32
24	2.0		17.00	22
6	3.0	1.732	3.47	75
12	3.0		6.94	57
18	3.0		11.41	43
24	3.0		13.88	32
6	4.0	2.0	3.0	80
12	4.0		6.0	63
18	4.0		9.0	48.5
24	4.0		12.0	39



# Determinación de las constantes "n" y "K"

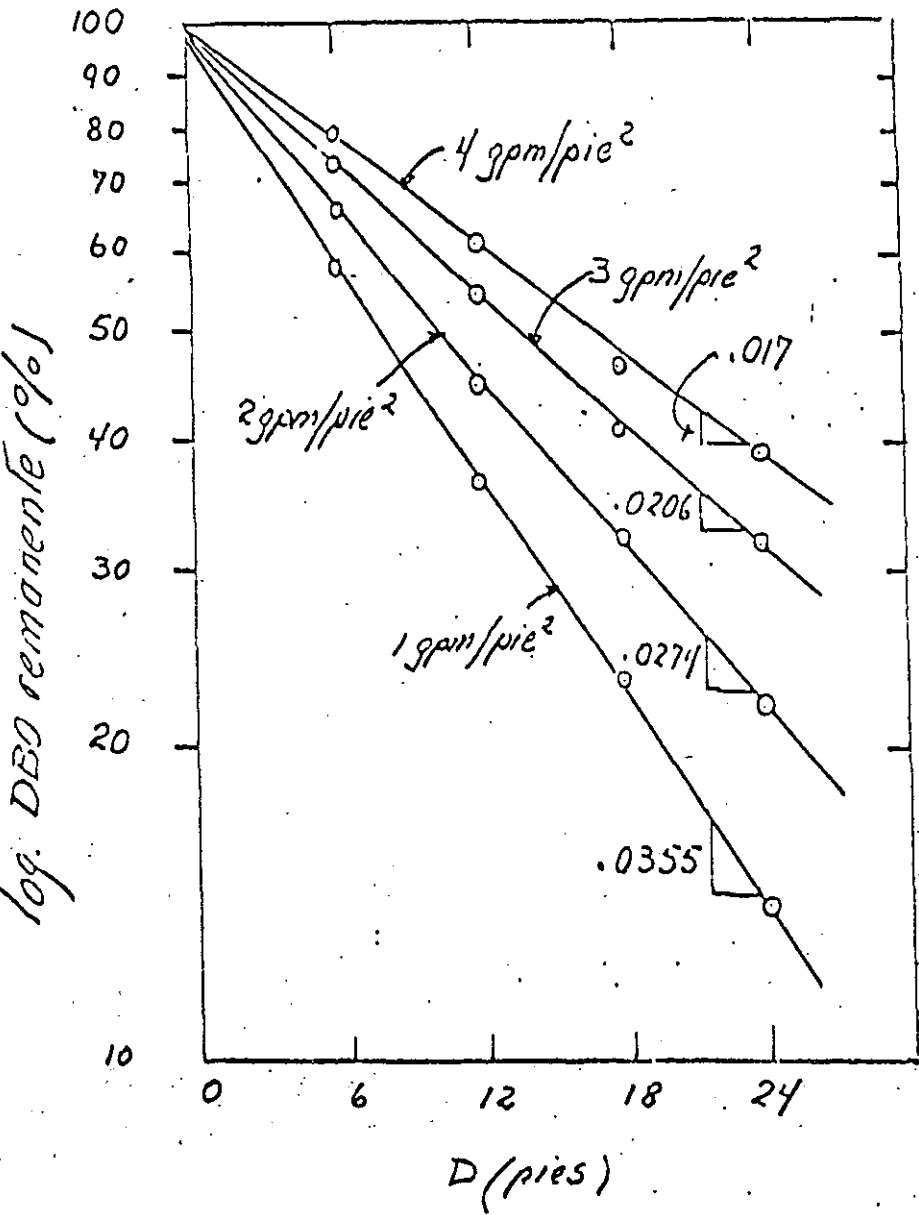


Fig. 1

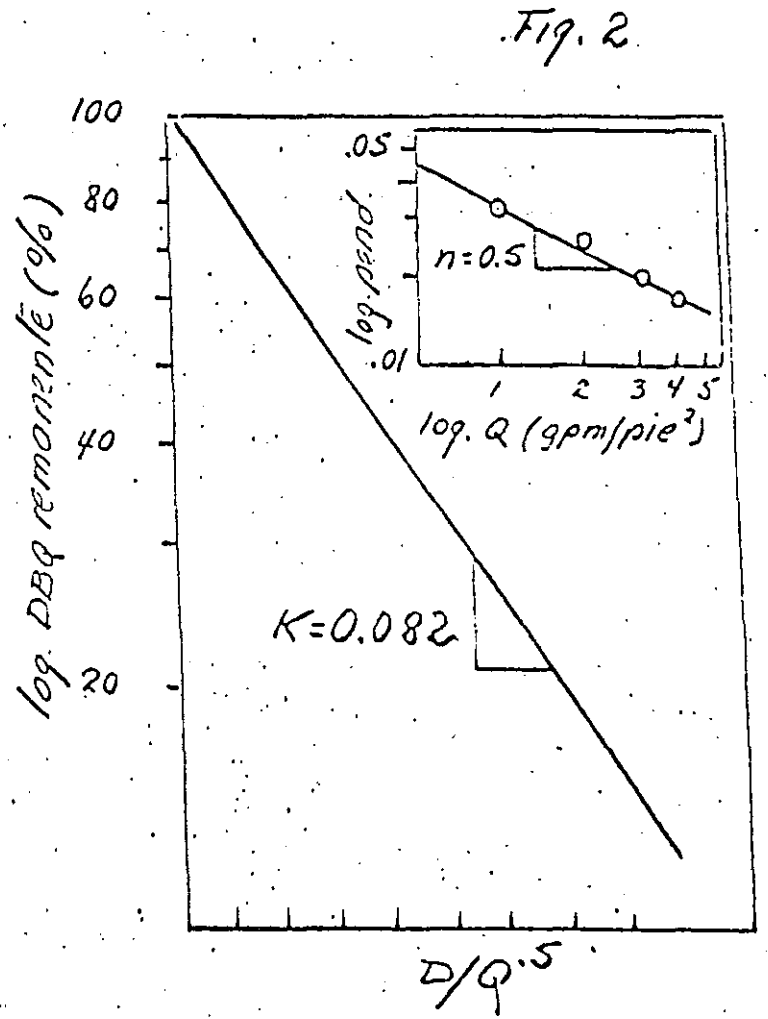


Fig. 3

ración del  $\text{NH}_3$  y en los siguientes la formación de  $\text{NO}_2$  (nitritos) y  $\text{NO}_3$  (nitratos)

e. La selección de la profundidad del filtro depende de la carga orgánica que se aplique, expresada en kilogramos de  $\text{DBO}_5$  por metro cúbico por día, y de la eficiencia deseada en el filtro.

f. Para medios filtrantes constituidos por rocas se emplean profundidades (D) de 1 a 3 metros, cuando el medio es de plástico hasta de 12 metros. El tamaño de la roca puede variar de 5 a 10 cm. de diámetro. Un medio pequeño obtura el filtro y limita la circulación del aire, en cambio, uno grande reduce el área de contacto del líquido con la roca y baja la eficiencia.

g. La temperatura afecta el tratamiento biológico, puede emplearse un coeficiente de corrección.

## 6. CLASIFICACIONES DE LOS FILTROS

Varios autores clasifican los filtros utilizando distintos criterios, como por ejemplo, la capacidad hidráulica expresada en

$m^3/m^3/día$ ; carga orgánica o Kg. de  $DBO_5/m^3/día$  y la que podría llamarse carga superficial en  $m^3/m^2/día$ .

Ingram, Fair, el Water Pollution Research Laboratory de Inglaterra (WPRL), Genetelli y otros han empleado diferentes valores, algunos de los cuales se indican a continuación:

Ingram:  $18.7 m^3/m^3/día$  para la carga hidráulica y  $0.5 Kg/m^3/día$  para la carga orgánica, habiendo empleado filtros con profundidades de 18 a 24 pies.

Fair: Los clasifica de alta tasa ( high rate ) para una carga hidráulica de  $6.13 m^3/m^3/día$  y de baja tasa ( low rate ) de  $0.9$  a  $1.8 m^3/m^3/día$ .

La Royal Commission de Inglaterra:  $0.220$  a  $0.600 m^3/m^3/día$  para la carga hidráulica y  $0.09$  a  $0.12 Kg/m^3/día$  para la carga orgánica.

Genetelli: clasifica los filtros en estandar y de alta tasa. Los primeros de  $1.0$  a  $4.03 m^3/m^3/día$  para la carga hidráulica y  $0.1$  a  $0.4 Kg/m^3/día$  en lo que respecta a la carga orgánica. Los de alta tasa con valores de  $8.0$  a  $40.0 m^3/m^3/día$  y  $0.4$  a  $5.0 Kg/m^3/día$ , respectivamente.

## 7. ASPECTOS CONSTRUCTIVOS

La forma de los filtros rociadores (FR) dependerá de la forma que tenga el sistema distribuidor. Cuando se emplean boquillas fijas los FR son rectangulares. Si los distribuidores son rotativos tienen forma circular, el espesor de las paredes varía de 20 a 30cm. El sistema rotativo gira a 380 rpm. En algunas oportunidades se han empleado FR sin paredes.

Para mejorar la ventilación se puede utilizar abanicos (ventiladores) que impulsan el aire a velocidad a través de ductos.

## 8. EJERCICIOS

Con el objeto de aplicar la metodología anterior se propone resolver los siguientes ejercicios:

a. Un FR tiene un afluente (influyente) de 5 MGD (millones galones día), la DBOS es de 220 mg/1, el efluente tiene una DBOS de 44 mg/1 (eficiencia del 80%). La relación del reciclo es de 1.5. La profundidad de 20 pies.

Calcular el volumen del filtro aplicando el método del Consejo Nacional de Investigación ( CNI ) y el de Schulze modificado.

CNI :

Volumen = 5.2 acre/pie  
 = 226,500 pies cúbicos

Método Schulze:

Volumen : 23,500 pies cúbicos

b. Calcular el volumen de un FR que recibe aguas residuales con un gasto de 20 l/seg. y una DBOS de 200 mg/l. Se desea obtener un efluente de 20 mg/l. La profundidad del filtro es de 10 pies. Aplicar el método de Schulze modificado.

$Q = 1.49 \text{ MGAD (1.49 millones/galones/acre/día)}$

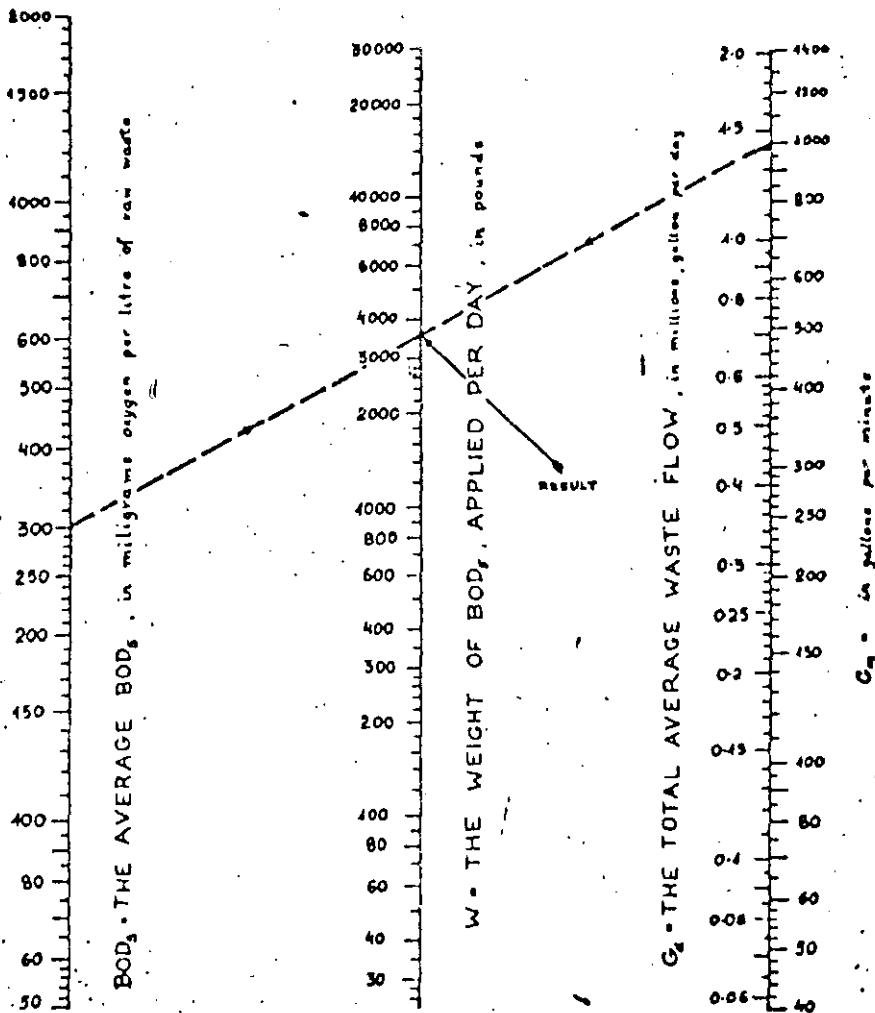
Volumen = 3.09 acre/pie (134,500 pies cúbicos)

c. Empleando los casos de los ejemplos propuestos, calcular los valores correspondientes a carga hidráulica expresarla en  $\text{m}^3/\text{m}^3/\text{día}$ , carga orgánica en  $\text{Kg}/\text{m}^3/\text{día}$  y las cargas superficiales en  $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ . Hacer los correspondientes comentarios.



NOMOGRAPH  
FOR TRICKLING FILTERS DESIGN

A. THE NRC METHOD - PART I

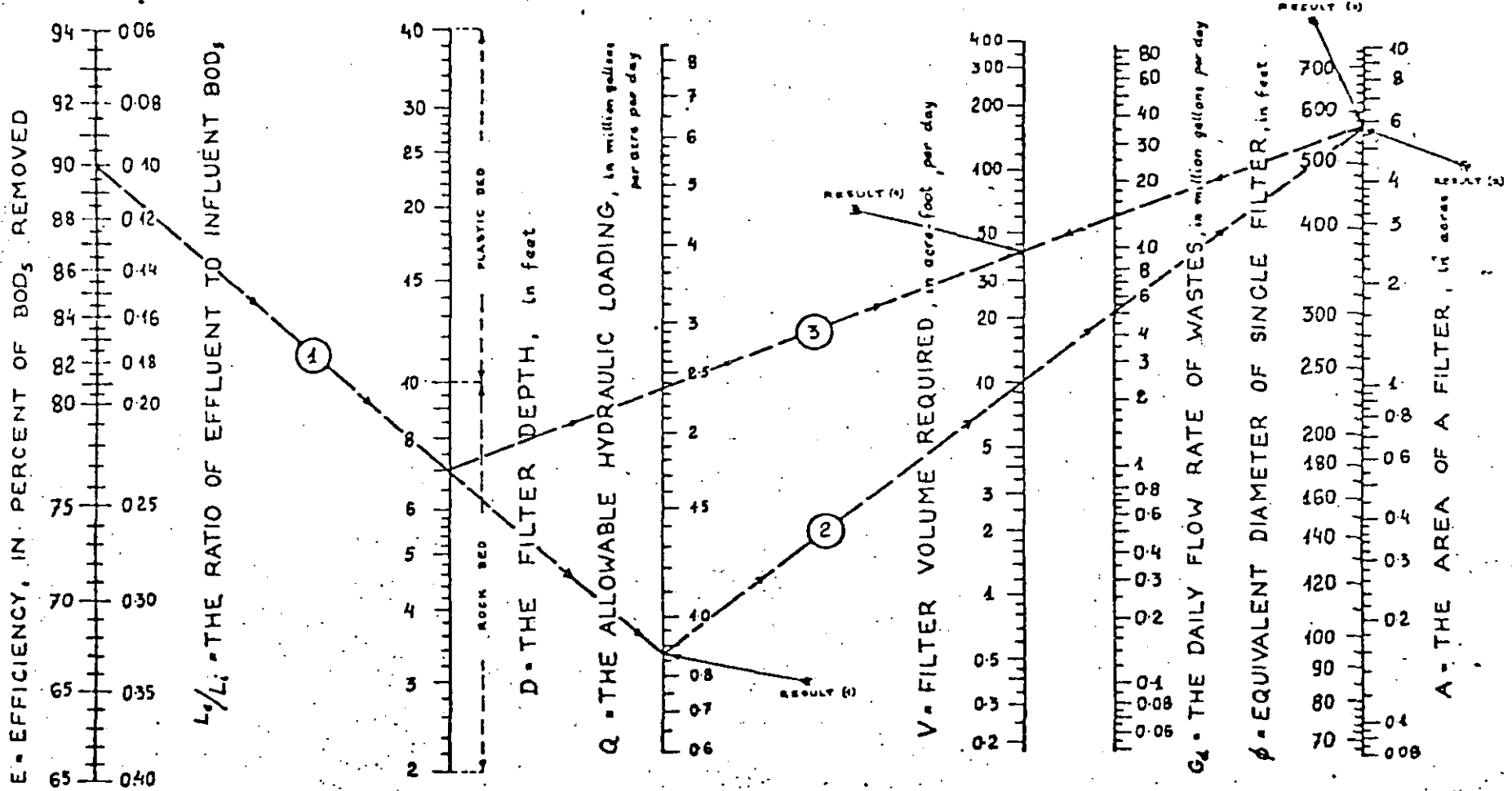


Made by Roy A. Foster

# NOMOGRAPH

## FOR TRICKLING FILTERS DESIGN

### B: THE SCHULZE METHOD

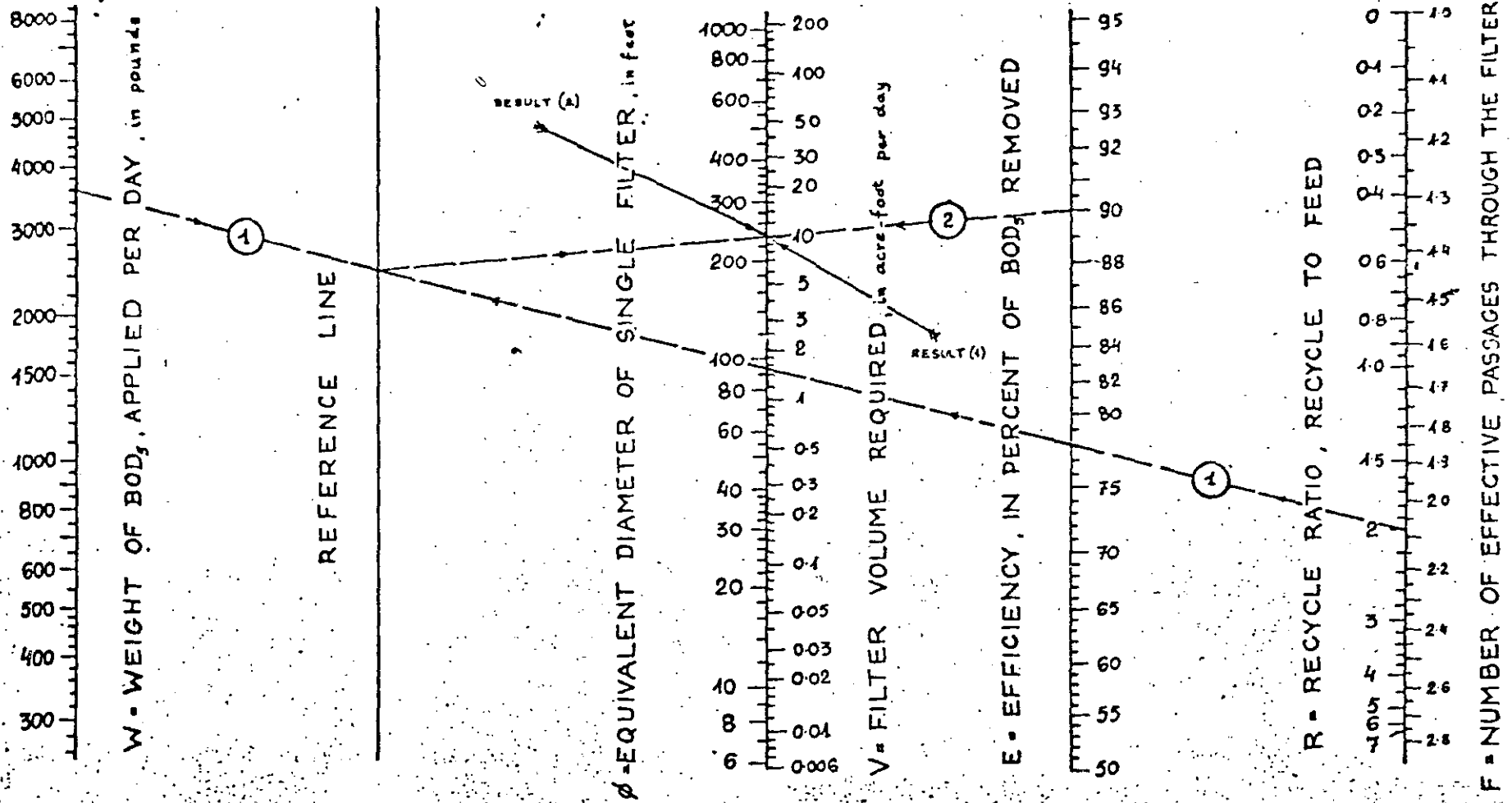


Made by G. A. Miller

# NOMOGRAPH

## FOR TRICKLING FILTERS DESIGN

### A: THE NRC METHOD - PART II



Made by Eng. S. Zentgraf

## APLICACIONES DE LOS FILTROS ROCIADORES

- o INDUSTRIA TEXTIL ( Algodón )
  
- o INDUSTRIA PROCESAMIENTO PIELES  
(Curtidurías)
  
- o LAVANDERIAS ( Tintorerías )
  
- o ENLATADOS: ARVEJAS, TOMATES, -  
FRIJOLES, CEREZAS, CITRICOS, -  
CIDRA, MANZANA (Carga Orgánica Alta)
  
- o INDUSTRIA LACTEA (Carga Orgánica Alta)
  
- o INDUSTRIA DE LA CERVEZA
  
- o EMPACADO DE LA CARNE
  
- o INDUSTRIA DEL CAFE

## APLICACIONES DE LOS FILTROS ROCIADORES

- o INDUSTRIA TEXTIL ( Algodón )
  
- o INDUSTRIA PROCESAMIENTO PIELES  
(Curtidurías)
  
- o LAVANDERIAS (Tintorerías)
  
- o ENLATADOS: ARVEJAS, TOMATES, -  
FRIJOLES, CEREZAS, CITRICOS, CI  
DRA, MANZANA (Carga Orgánica Alta)
  
- o INDUSTRIA LACTEA (Carga Orgánica Alta)
  
- o INDUSTRIA DE LA CERVEZA
  
- o EMPACADO DE LA CARNE
  
- o INDUSTRIA DEL CAFE

## BIBLIOGRAFIA

WATER QUALITY ENGINEERING FOR PRACTICING ENGINEERS

W. Wesley Eckenfelder, Jr.

WATER POLLUTION CONTROL. EXPERIMENTAL PROCEDURES FOR  
PROCESS DESIGN.

W. W. Eckendelder- D. I. Ford

INTERNATIONAL POLLUTION CONTROL MAGAZINE

Pilot Issue 1972/Vol. I, No. 1

PUBLICACIONES DE LA EPA (Environmental Protection Agency)

WASTE TREATMENT PLANTA DESIGNA AND OPERATIONAL CONTROL

World Health Organization.

Pérdida de carga

$$\frac{dh}{dL} = \left[ \frac{dh}{dL} \right]_0 + \left[ \frac{dh}{dL} \right]_t$$

Análisis de Fair y Hatch

$$h_0 = f' \frac{L \nu}{g} v \frac{(1 - \eta_0)^2}{\eta^3} \left[ \frac{A}{V} \right]^2$$

Casos:

a) Granos esféricos y de diámetro uniforme

$$\frac{A}{V} = \frac{6}{d}, \text{ factor de forma } S = \left( \frac{A}{V} \right) d$$

$$h_0 = 180 \frac{L \nu}{g} v \frac{(1 - \eta_0)^2}{\eta_0^3} \frac{1}{d^2}, \quad f' = \frac{k}{16} = 5$$

$S = 6$  (esferas)

b) Granos no esféricos y de diámetro uniforme

Coefficiente de esfericidad  $\psi = \frac{6}{S}, \quad \frac{A}{V} = \frac{6}{\psi d}$

$$h_0 = f' \frac{L \nu}{g} v \frac{(1 - \eta_0)^2}{\eta_0^3} \left[ \frac{6}{\psi d} \right]^2$$

$$h_0 = \frac{h_0 \text{ (esferas)}}{\psi^2} \quad \psi = 1 \text{ (esferas)}$$

$L$  - espesor lecho,  $\nu$  - viscosidad relativa,  $v$  - veloc. filtración  
 $\eta_0$  - porosidad inicial del lecho,  $d$  - diámetro del grano  
 $A$  - área superficial de granos,  $V$  - volumen de granos  
 $g$  - aceleración de la gravedad

c) Granos no esféricos, de diámetro no uniforme y lecho no estratificado (filtros lentos)

- Material empacado homogéneamente. Cada fracción componente  $p_i$ , de tamaño  $d_i$ , participa del área total

$$h_0 = 180 \frac{L \nu}{g} \nu \frac{(1-\eta_0)^2}{\eta_0^3} \frac{1}{\psi^2} \left[ \sum_{i=1}^{i=m} \frac{p_i}{d_i} \right]^2$$

$d_i$  diámetro geométrico medio de los tamaños de dos tamices consecutivos del cribado experimental

$p_i$  porcentaje de granos retenidos entre dos tamices consecutivos (en peso)

d) Granos no esféricos, de diámetro no uniforme y lecho estratificado (filtros rápidos)

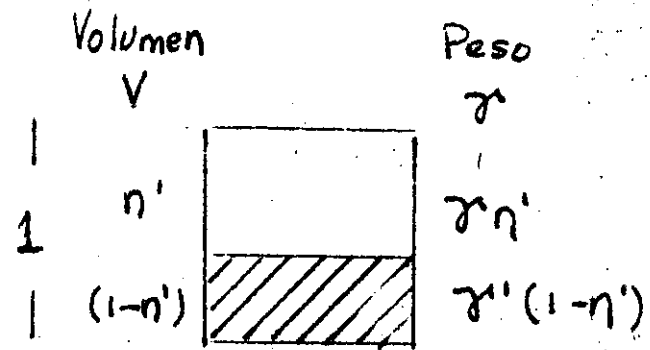
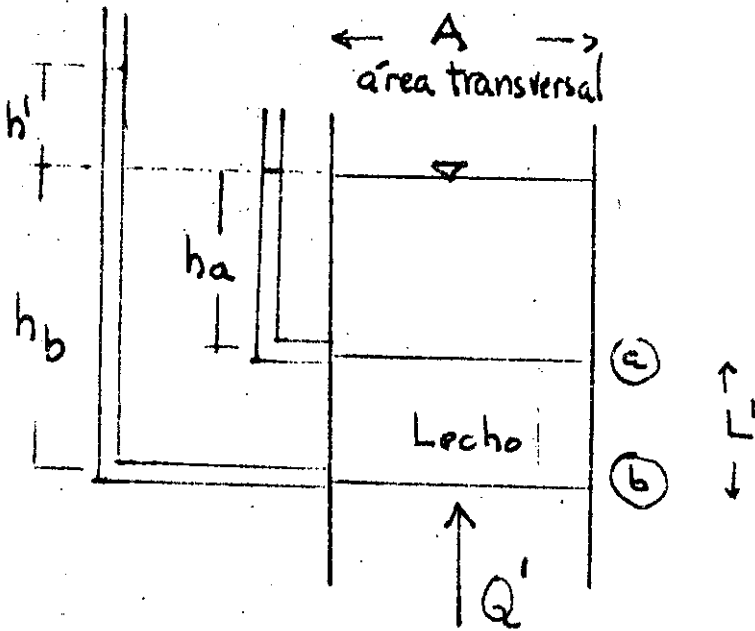
• La pérdida de carga es la suma de las pérdidas en capas sucesivas del material

El espesor de cada capa es aproximadamente proporcional al peso fraccional  $p_i$  de tamaño  $d_i$

$$h_0 = 180 \frac{L \nu}{g} \nu \frac{(1-\eta_0)^2}{\eta_0^3} \frac{1}{\psi^2} \left[ \sum_{i=1}^{i=m} \frac{p_i}{d_i^2} \right]$$



# Hidráulica del lavado de filtros



$$\frac{h'}{L'} = (1-n') \left( \frac{\gamma'}{\gamma} - 1 \right)$$

$$\frac{L'}{L} = \frac{1-n_0}{1-n'}$$

como  $\frac{v_i}{v_t} = (n')^m$

$$\frac{L'}{L} = \left[ \frac{1-n_0}{1 - (v_i/v_t)^{1/m}} \right]$$

$v_t$  velocidad de sedimentación de granos

$v_i$  velocidad de sedimentación con interferencia

# Ejemplos

31

-4-

1.- Cálculo de la pérdida de carga inicial de un filtro rápido

Características del agua

$$T = 10^{\circ}C$$

$$\gamma = 0.0131 \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$\nu = 0.204 \text{ cm/s}$$

Características del lecho

$$L = 45 \text{ cm}$$

$$\psi = 0.97$$

$$\eta = 0.41$$

$$h_0 = 180 \frac{L\nu}{g} \nu \frac{(1-\eta)^2}{\eta^3} \frac{1}{\psi^2} \left( \sum \frac{\rho_i}{d_i^2} \right)$$

$$h_0 = 180 \frac{45 \times 0.0131}{981} 0.204 \frac{(1-0.41)^2}{0.41^3} \left( \frac{1}{0.97} \right)^2 \left( \sum \frac{\rho_i}{d_i^2} \right)$$

$$h_0 = 0.117 \left( \sum \frac{\rho_i}{d_i^2} \right)$$

Análisis granulométrico y cálculo de la relación  $\sum \frac{\rho_i}{d_i^2}$

Nº-cedazo	Abertura, mm	$\rho_i$ , %	$d_i$ , mm	$d_i^2 \times 10^2$ , $\text{cm}^2$	$\frac{\rho_i}{d_i^2}$
12 - 16	1.68 - 1.19	0.80	1.414	1.999	0.400
16 - 20	1.19 - 0.84	4.25	1.000	1.000	4.250
20 - 30	0.84 - 0.59	15.02	0.704	0.496	30.282
30 - 40	0.59 - 0.42	16.65	0.498	0.248	67.137
40 - 50	0.42 - 0.30	21.01	0.355	0.126	166.746
50 - 60	0.30 - 0.25	21.55	0.274	0.075	287.333
60 - 80	0.25 - 0.177	15.65	0.210	0.044	355.682
80 - 100	0.177 - 0.149	<u>5.07</u>	0.162	0.026	<u>195.000</u>
Suma		100.00			1106.83

$$h_0 = 0.117 \times 1106.83 \times 10^{-2} = \underline{\underline{1.29 \text{ m}}}$$

2. Cálculo de la pérdida de carga inicial de un filtro lento

Características del agua

$$T = 4^{\circ}\text{C}$$

$$\nu = 0.0157 \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$\nu' = 0.0108 \text{ cm/s}$$

Características del lecho

$$L = 75 \text{ cm}$$

$$\psi = 1.0$$

$$\eta = 0.394$$

$$h_0 = 180 \frac{L\nu}{g} \nu' \frac{(1-\eta)^2}{\eta^3} \frac{1}{\psi^2} \left( \sum \frac{p_i}{d_i} \right)^2$$

$$h_0 = 180 \frac{75 \times 0.0157}{981} 0.0108 \frac{(1-0.394)^2}{0.394^3} \left( \sum \frac{p_i}{d_i} \right)^2$$

$$h_0 = 0.014 \left( \sum \frac{p_i}{d_i} \right)^2$$

Análisis granulométrico y cálculo de la relación  $\sum \frac{p_i}{d_i}$

№-cedazo	$d_i$ , cm	$p_i$ , decimal	$\frac{p_i}{d_i}$
12 - 16	0.1414	0.0092	0.0651
16 - 20	0.1000	0.0470	0.4700
20 - 30	0.0704	0.1467	2.0838
30 - 40	0.0498	0.1790	3.5944
40 - 50	0.0355	0.1750	4.9296
50 - 60	0.0274	0.1980	7.2263
60 - 80	0.0210	0.1540	7.3333
80 - 100	0.0162	0.0910	5.6173
Suma			<u>31.3198</u>

$$h_0 = 0.014 \times \overline{31.32}^2 = \underline{\underline{13.73 \text{ cm}}}$$



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

LAGUNAS DE ESTABILIZACION. CLASIFICACION Y DESCRIPCION. LAGUNAS AEROBICAS  
Y AEROBICAS-ANAEROBICAS. DISEÑO

M. EN C. EDMUNDO IZURIETA RUÍZ

NOVIEMBRE, 1985.

LAGUNAS DE ESTABILIZACION.

Los fenómenos de urbanización e industrialización están continuamente generando altos volúmenes de residuos líquidos, cuyas cantidades y características varían cuando son domésticos o industriales. Por esta razón, es un imperativo emplear métodos eficientes para el tratamiento de tales residuos, pero condicionados a que los costos de construcción sean bajos y no se presenten dificultades en la operación del proceso.

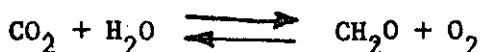
Las lagunas de estabilización son simples estructuras de tierra, abiertas al aire y al sol, elementos que constituyen los recursos naturales utilizados para la transformación de la materia orgánica en las que se efectúa la autopurificación de los residuos líquidos por medio de la acción mutua de algas y bacterias. En relación con los procesos convencionales tienen la enorme ventaja de que los costos de construcción y de operación son menores.

El objetivo del tratamiento de los residuos líquidos domésticos e industriales es producir el menor grado de contaminación de los cuerpos receptores de aguas ya que estos pueden ser usados para muy variados fines como el abastecimiento de agua a poblaciones, uso en industrias, irrigación, explotación de especies acuáticas, recreación, etc.

En las lagunas de estabilización se presentan dos procesos biológicos, en la parte superficial el denominado "aerobio" y en el fondo el "anaerobio". El lodo, producto de la sedimentación, está constituido por material celular derivado de la fotosíntesis o por restos descompuestos de plantas, protozoarios y bacterias.

La acción de la luz solar origina el proceso bioquímico; constituyéndose la materia orgánica y cuerpos gaseosos como el anhídrido carbónico (CO<sub>2</sub>) originado por la respiración.

FOTOSINTESIS (luz solar)



RESPIRACION

CH<sub>2</sub>O = carbohidratos

CH<sub>2</sub>O + síntesis → grasas, proteínas,  
materia celular

2CH<sub>2</sub>O + bact. anaerobia → CO<sub>2</sub> + CH<sub>4</sub> (metano)

En el proceso de descomposición de la materia orgánica se producen otras reacciones debidas a los ciclos del nitrógeno, fósforo y azufre, a partir de los cuales se generan compuestos como el gas amoníaco (NH<sub>3</sub>), fosfatos (PO<sub>4</sub>) y gas sulfhídrico (H<sub>2</sub>S). En este proceso, o sea del metabolismo microbiano anaerobio, que se lleva a cabo con la ausencia de oxígeno se producen compuestos gaseosos con acentuados olores desagradables.

En la remoción de la materia orgánica se llevan a cabo básicamente dos procesos, uno denominado oxidación (destrucción) con producción de energía (calor) y otro de síntesis que usa la energía producida para la formación de compuestos complejos. Este fenómeno de oxidación-síntesis origina los lodos como producto de la remoción bioquímica de materia orgánica. A continuación se indican algunos valores de los substratos producidos.

Substratos modificados por oxidación y síntesis.

clase del compuesto	síntesis %	oxidación %	lodos %
Carbohidratos	5-25	13	65-85
Alcoholes	25-38	30	52-66
Amino-ácidos	22-58	42	32-68
Acidos orgánicos	30-80	50	10-60

MECANISMOS DEL PROCESO DE ESTABILIZACION.

En la estabilización de la materia orgánica las bacterias o microorganismos atacan a la materia orgánica, fraccionándola y originando varios compuestos orgánicos complejos que persisten en la masa líquida bajo condiciones aerobias. Como resultado de la actividad bacteriana se producen nuevas células, bióxido de carbono, iones de sales minerales, agua amoniaco, etc.

El bióxido de carbono, el amoniaco y los iones de sales minerales son utilizados por las algas para sintetizar nuevas células. En este proceso hay producción de oxígeno.

Las algas juegan un papel importante en el proceso anterior porque fijan el carbono del bióxido de carbono y originan oxígeno libre, elemento necesario para el proceso aerobio.

Las algas que predominan en las lagunas de estabilización son

verdes o verde azules. Entre las verdes podemos citar: Chlamydomonas, Chlorella, Euglena, Micractinium y Scenedesmus, como las más comunes. Entre las algas verde azules la Anabaena, Oscillatoria y Phormidium.

La producción de bióxido de carbono producido por el metabolismo bacteriano tiende a bajar el pH de la masa líquida. Por otra parte, las algas utilizan el CO<sub>2</sub> producido, lo que origina la elevación del pH. Por esta razón, la presencia de un pH estable refleja un equilibrio entre la actividad bacteriana y la ocasionada por las algas.

#### FACTORES FISICO-QUIMICOS

Para obtener resultados favorables en la operación, hay que considerar varios factores físico-químicos que afectan el equilibrio biológico de las lagunas de estabilización. Entre los físicos hay que tomar en cuenta algunos parámetros como la temperatura, iluminación, infiltración, evaporación, precipitación pluvial y vientos.

La temperatura influye directamente en la producción del oxígeno disuelto de la masa líquida. Las reacciones químicas y bioquímicas se aceleran con las variaciones en la temperatura; es así como, se ha demostrado que la rapidez de las reacciones químicas se duplica por cada 10°C de aumento en la temperatura.

Temperaturas por arriba de los 30°C intensifican la producción de gases en el material depositado en las lagunas, dando como resultado el desprendimiento y elevación del material constituido por algas verde-azules.



Para la determinación de la velocidad de reacciones químicas se puede aplicar la fórmula (Hoff-Arthenius).

$$\frac{t}{t_0} = e^{c'(T_0 - T)} = \theta (T_0 - T)$$

t = tiempo de reacción a la temperatura T

t<sub>0</sub> = tiempo inicial a la T<sub>0</sub> (temperatura inicial)

c' = coeficiente (0.0693)

En el caso de una reacción bioquímica se puede escribir:

$$\frac{K_{35}}{K_T} = \frac{t_T}{t_{35}} = \theta (35 - T)$$

K<sub>35</sub> y K<sub>T</sub> = valores de la constante de velocidad de degradación en la reacción bacteriana.

θ = coeficiente que para las aguas residuales domésticas es igual a 1.085

En lo referente a la iluminación las algas utilizan del 2 al 9% de la luz solar, siendo el 5% un valor común.

Se puede usar la siguiente expresión:

$$I = I_0 e^{-kcd}$$

I<sub>0</sub> = intensidad luminosa en la superficie líquida

I = intensidad de luz después de atravesar la lámina líquida

c = concentración de algas

k = coeficiente de absorción luminosa

d = espesor de la capa líquida

La energía luminosa utilizada en la fotosíntesis se puede expresar con la siguiente fórmula:

$$f = \frac{I_s}{I_0} \left( \log_e \frac{I_0}{I_s} + 1 \right)$$

f = fracción de energía luminosa utilizada en la fotosíntesis

$I_s$  = intensidad de saturación de la luz para las algas predominantes en la lámina líquida considerada

Para dar un ejemplo, la *Chlorella* presenta como intensidad de saturación el valor de 600 bujía-pie, o sea,  $2.5 \times 10^4$  ergios/cm<sup>2</sup>/seg.

El equilibrio hidráulico de la laguna está dado por el caudal de entrada, la evaporación, la precipitación y la filtración.

El monto anual de descarga o el gasto del efluente estará dado por la siguiente ecuación:

$$Q_e = (Q_i + P) - (E + F)$$

$Q_e$  = gasto del efluente

$Q_i$  = gasto recibido por la laguna (influyente)

$P$  = precipitación

$E$  = evaporación

$F$  = infiltración

Si la laguna no tiene efluente, quiere decir que la ecuación tiene la tendencia a ser igual a cero. Sin embargo, puede ocurrir fluctuaciones en el nivel del agua debidas a fluctuaciones en cualquiera de las variables, pero si ocurre un valor negativo durante largo período de tiempo, la laguna llega a tener un nivel tan bajo que la hace inútil y no cumple con lo estipulado en el diseño, porque tanto algas como bacterias no cumplen con la función.

Es importante considerar el binomio evaporación/infiltración ya que representa las pérdidas de agua en la laguna. Como efectos directos de la evaporación tenemos el aumento en la concentración de los microorganismos

y la disminución en el período de retención.

La evaporación es más intensa o mayor cuando es menor la presión barométrica, se la determina así:

$$E = 15 (V_w - V_H) \left( 1 + \frac{v}{16} \right)$$

E = evaporación mensual, en milímetros

V<sub>w</sub> = presión de vapor del agua a la temperatura del agua, en milímetros de mercurio

H = humedad relativa, por ciento

v = velocidad del viento en kilómetros por hora

Los valores de las presiones del vapor del agua varían de 4.58 a 760.0 milímetros de mercurio para 0°C y 100°C, respectivamente.

La infiltración es un factor que puede impedir la obtención del nivel óptimo de operación de la laguna. Un análisis del suelo no es a veces suficiente para poder predecir la pérdida del líquido que puede ocurrir por efecto de la infiltración. El contenido de sodio del agua residual puede contribuir a sellar el fondo de la laguna por medio de alteraciones que se producen en su composición química. Hay dos reglas que deben considerarse como fundamentales: una no debe permitirse ninguna infiltración hacia lugares donde existen pozos o fuentes de agua subterráneas que son utilizados para uso doméstico; otra, si el suelo donde se ubica la laguna es de grava o piedra caliza debe ser resubierto con una capa de arcilla impermeable.

La precipitación pluvial tiene efecto en la dilución de las lagunas, de una manera general puede decirse que es igual a la evaporación.

Los vientos producen olas en las lagunas, sobretodo a velocidades superiores a 50/km por hora, favorecen la oxigenación de las capas superiores de la masa líquida y estimulan la dispersión de los sólidos existentes en las lagunas.

Entre los factores químicos que deben considerarse y que intervienen directamente en el funcionamiento tenemos: nutrientes, oxígeno disuelto, pH y complejos compuestos orgánicos.

El nutriente más comunmente utilizado por la mayoría de las algas es el bióxido de carbono libre. Hay indicaciones que algunas especies se alimentan del bicarbonato. Además del carbono contenido en el bióxido de carbono tenemos otras sustancias como el nitrógeno, fósforo, azufre, potasio, magnesio y calcio, trazas de hierro, manganeso, silicio, zinc, cobre, cobalto, molibdeno, boro y vanadio.

Los residuos líquidos domésticos son ricos en elementos nutritivos para las bacterias, pero ésto no ocurre en los residuos industriales que tiene deficiencias de nutrientes y a veces sustancias tóxicas -- que matan a las bacterias y a las algas.

La cantidad de oxígeno disuelto ( $O_2$ ) en la masa líquida dependerá de la actividad microbiana y de las algas existentes. La actividad microbiana se traduce por una mayor o menor demanda bioquímica de oxígeno, que a su turno depende de las cantidades de materia orgánica introducidas en la laguna o sea de la carga orgánica del proceso.

El oxígeno disuelto es variable con la temperatura; así por ejemplo a  $0^\circ C$  y a 760 milímetros de mercurio el oxígeno disuelto es de --

de 14.65 mg/litro; en cambio, a 10°C es de 11.27 mg/litro y a 20°C es de 9.02 mg/litro.

#### CLASIFICACION DE LAS LAGUNAS.

Las lagunas de estabilización se clasifican en: facultativa, anaerobia, aerobia, aeración mecánica y maduración.

Las facultativas, operan con cargas orgánicas medias, se llevan a cabo los dos procesos, el aerobio en base a la presencia de algas y al oxígeno del aire, y el anaerobio en la parte profunda de la laguna, de acuerdo a los cambios estacionales y diurno del proceso fotosintético.

Las anaerobias, trabajan con cargas orgánicas menores y no requieren la presencia de oxígeno libre porque el proceso es enteramente anaerobio con producción de malos olores.

Las aerobias, soportan cargas orgánicas bajas, la materia biodegradable en suspensión o disuelta para transferirse requiere del O<sub>2</sub> producido por las algas en la fotosíntesis y la transferencia del gas en la superficie del líquido, son de poca profundidad.

Las de aeración mecánica, funcionan con altas cargas orgánicas, tienen mayor profundidad, menor área, el proceso es enteramente aerobio - producido por aeración de tipo mecánico que suministra altas cantidades del oxígeno necesario.

Las de maduración, se emplean exclusivamente para reducir el número de bacterias del efluente.

En este estudio se tratarán exclusivamente las dos primeras la-

gunas, o sea, las facultativas y las anaerobias.

### DISEÑO DE LAS LAGUNAS.

El procedimiento de diseño de las lagunas de estabilización es impreciso. Al mismo tiempo intervienen operaciones de sedimentación, oxidación, digestión, transferencia de gas y fotosíntesis, aeración mecánica, evaporación e infiltración.

En forma general intervienen factores como: período de retención, profundidad de la laguna, carga orgánica del influente, carga orgánica del efluente, temperatura del agua de la laguna, energía de la luz solar, eficiencia en la conversión de la energía solar, en energía química.

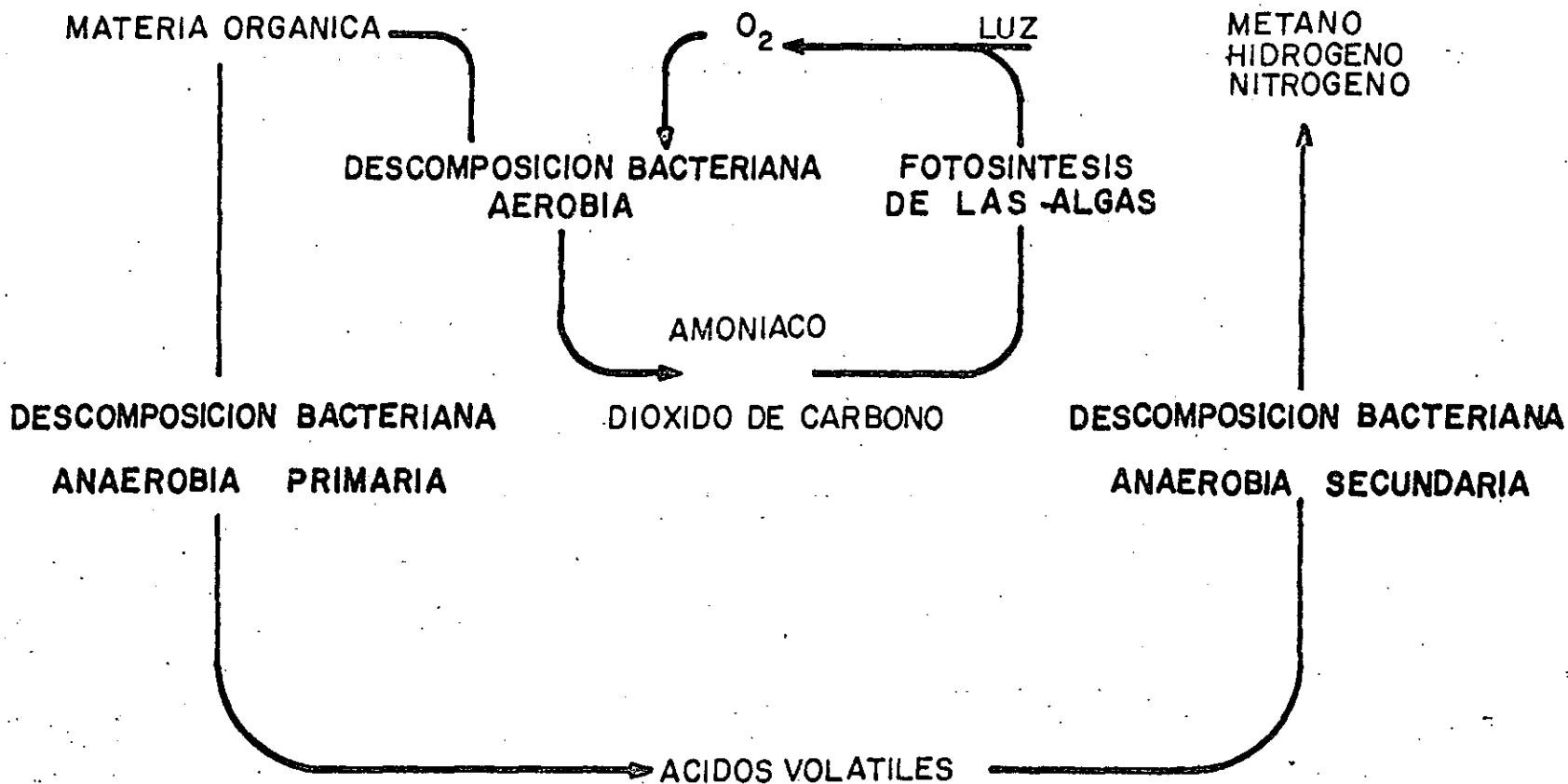
### LAGUNAS FACULTATIVAS

Como se indicó anteriormente las lagunas facultativas son aquellas en las cuales la capa superior está en contacto con el aire y por lo mismo el proceso es aerobio, las capas de la zona central (intermedia) -- contienen bacterias facultativas y en el fondo de la laguna la transformación de la materia orgánica es anaerobia. En la práctica no se conocen -- con el nombre de facultativas; pero, la mayoría de las existentes son de este tipo. A continuación efectuaremos una revisión de las matemáticas del diseño y los fundamentos biológicos.

Existen varios sistemas o composición de lagunas; en términos generales, las facultativas están precedidas por procesos anaerobios, para tener en tercer término lagunas de maduración.

Para el diseño de este tipo de lagunas la ecuación no establece diferencia entre la velocidad de descomposición biológica de las materias solubles y la de los sólidos sedimentables.

# DIAGRAMA ESQUEMATICO DE UNA LAGUNA FACULTATIVA



ECUAC. No. 1

$$L_p = \frac{L_o}{(K_T R_T + 1)}$$

$L_p$  = DBO<sub>5</sub> del agua efluente (mg/litro)

$L_o$  = DBO<sub>5</sub> del agua influente (mg/litro)

$K_T$  = velocidad de descomposición a la temperatura T

$R_T$  = tiempo de retención a la temperatura T

El valor de la velocidad de descomposición  $K_T$  depende de la temperatura:

ECUAC. No. 2

$$\frac{K_{35}}{K_T} = \theta^{(35 - T)} = \frac{R_T}{R_T}$$

T = temperatura de la laguna (grados Centígrados)

$\theta$  = coeficiente de reacción en función de la temperatura (1.085)

$K_{35}$  = velocidad de descomposición a 35°C

A continuación se indican valores de  $K_T$  para diferentes temperaturas:

Temperatura °C	$K_T$ por día	Temperatura °C	$K_T$ por día
5	0.103	25	0.53
10	0.12	30	0.80
15	0.24	35	1.20
20	0.35	-	-

La eficiencia de la laguna se puede determinar con la fórmula:

ECUAC. No. 3

$$E (\%) = \left( \frac{L_o - L_p}{L_o} \right) 100$$



$$E = 1 - \frac{1}{K_T R_T + 1}$$

$$E = \left( \frac{R_T}{1 + R_T} \right) \frac{100}{K_T}$$

Muchos factores intervienen en el óptimo funcionamiento de la laguna entre los principales la carga orgánica total, la profundidad, la carga por unidad de superficie.

Pueden producirse malos olores por distintas causas: temperatura alta, superficie insuficiente, distribución desigual de los sólidos sedimentables, insuficiente profundidad de la masa líquida, entre otras.

Pueden corregirse estos problemas mediante la construcción de varias entradas del agua a la laguna para lograr una mejor distribución de los sólidos sedimentables, aumentar la profundidad de la capa de agua hasta una altura de 1.5 a 2.0 m.

Para la aplicación del modelo matemático existen varios procedimientos entre los que se destaca el empírico y las experiencias sud-africanas.

#### 1. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.

Esta metodología corresponde al análisis de los resultados obtenidos por Gloyna y Herman. La ecuación No. 3 fue para el cálculo de la eficiencia de las lagunas, el volumen se puede determinar con la siguiente expresión:

ECUAC. No. 4.

$$V = (3.5 \times 10^{-5}) N.q.La \theta^{(35 - T_m)}$$

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

N = número de personas

q = cantidad de aguas residuales (l/ día)

La = demanda bioquímica última a DBOu (mg/l)

$\theta$  = coeficiente de reacción por la temperatura  
(1.085)

T<sub>m</sub> = temperatura media del agua en el mes más frío ( °C)

El valor N.q. la denomina "factor de carga" (FC), mediante éste se puede elaborar un gráfico para el cálculo de los volúmenes a diferentes temperaturas.

La fórmula para el volumen se aplica en el caso de aguas residuales que tienen composición normal, cuando se tienen valores muy elevados para DBOu, o sustancias tóxicas, se requieren considerar mayores volúmenes de las lagunas. La intensidad de luz, el total de sólidos disueltos y otros factores influyen en el volumen requerido; pero, para el tratamiento de aguas domésticas la temperatura es el factor de mayor importancia en la determinación del volumen de superficie.

En la fórmula no interviene un coeficiente para expresar la influencia de la intensidad de luz (insolación), pero hay que tomarla en cuenta aumentando la superficie de la laguna. Cuando hay períodos de nubosidad por dos o más semanas puede emplearse una unidad de pretratamiento anaerobio.

Para comparar el efecto de la temperatura se puede dimensionar como ejemplo una laguna con la formula anterior, tomando los siguientes datos..

N = 10,000 hab.

q = 150 l/hab.

DBOu (La) = 250 mg/l

Tm = 10°C y 25°C

Profundidad = 1.5 m.

El caudal (Q) = 1,500 m<sup>3</sup>/día

	<u>10°C</u>	<u>25°C</u>
Volumen	100,931 m <sup>3</sup>	29.660 m <sup>3</sup>
Superficie	67,290 m <sup>2</sup> (6.73 Ha)	19,773 m <sup>2</sup> (1.98 Ha)
Carga Orgánica	378 kg/día	378 kg/día
Carga superficial	56 kg/día	191 kg/día
Período de retención	67.3 días	19.8 días

De lo anterior se concluye que variaciones en la temperatura significan cambios en los elementos de diseño de la laguna facultativa; efectivamente, el volumen se redujo a la 1/3 parte, la superficie en la 2/3 parte, la carga superficial que soporta a la laguna es practicamente cuatro veces mayor a la temperatura de 25°C y el período de retención es menos de 1/3.

## 2. Metodología Sudafricana

Las experiencias obtenidas en Africa del Centro y Sur (Marais

y Shaw) indicaron que el comportamiento de las lagunas facultativas depende de la profundidad.

La fórmula que se utiliza es la siguiente:

$$\text{ECUAC. No. 5} \quad L_p = \frac{600}{(0.18 d + 8)}$$

$L_p$  = DBO del efluente a 5 días y 20°C (mg/l)

$d$  = profundidad (m.)

También es posible aplicar la fórmula de la Ecuación No. 1, en la que el valor de  $K_t$  es 0.17.

$$\text{ECUAC. No. 6} \quad L_p = \frac{L_o}{0.17 R_T + 1}$$

$L_p$  = DBO<sub>5</sub> del efluente (mg/l)

$L_o$  = del influente (mg/l)

$R_T$  = tiempo de retención

La estratificación térmica permite que las capas interiores estén sujetas al proceso anaerobio; en cambio, en las capas superiores se desarrolla a la oxidación aerobia, debida a la fotosíntesis y a la disolución del oxígeno del aire.

La profundidad de las lagunas facultativas es generalmente de 1.50 a 1.80 m., la que es suficiente para permitir el desarrollo de la estratificación térmica y la constitución de las dos zonas indicadas anteriormente. Las reacciones bioquímicas en la zona anaerobia son similares a las que se describirán en las lagunas anaerobias. En las capas superiores el desarrollo de las algas puede sobresaturar las lagunas con oxígeno disuelto. La mayor parte del carbono de la materia orgánica

sirve como energía para las bacterias que como subproducto expelen  $\text{CO}_2$ , el restante se utiliza para formar nuevas células. El  $\text{CO}_2$  producido por la respiración puede ser nuevamente aprovechado para convertirse en células de algas que salen con el efluente o se depositan en el sedimento en la zona anaerobia, debido a la producción de algas y bacterias muertas. En esta forma, las lagunas facultativas tienen dos procesos, el de oxigenación por fotosíntesis y el de fermentación con producción de metano, - estos dos procesos son importantes para la reducción de la DBO de las aguas residuales.

La experiencia sudafricana indicó que la temperatura tiene un -- marcado efecto en el comportamiento de las lagunas facultativas. Al aumentar la producción de algas aumenta la producción de  $\text{O}_2$ , el que se escapa del líquido si sobrepasa el nivel de sobreesturación. La fotosíntesis producida por las algas con el consumo de  $\text{CO}_2$ , tiende a aumentar - el pH en la capa aerobia de la laguna. Generalmente el pH puede llegar -- hasta 10.0 en condiciones favorables dependiendo del efecto amortiguador del agua de la laguna. La máxima oxidación bacteriana ocurre a un pH - 8.3, para valores mayores de 9.5 el proceso se ve seriamente afectado.

En lo que respecta a profundidad y tiempo de retención las lagunas facultativas se diseñan para producir una calidad de efluente comparable al que se obtiene en el tratamiento secundario; por esta razón, la profundidad y el tiempo de retención son muy importantes en el diseño de las lagunas de estabilización.

La profundidad debe ser tal que permita el desarrollo de la estratificación térmica. Parker recomienda de 0.45 a 1.20 m.; Oswald de 1.50 a

2.10 m.; Dawson y Grainge de 3 a 7.60 m., para lagunas primarias en las regiones nórdicas.

En general, una profundidad de 1.50 a 1.80 m. es la de uso más común para lagunas facultativas de estabilización. De hecho, hay poca ventaja práctica para aumentar la profundidad sobre 1.80 m., ya que se disminuye el área superficial o se aumenta la carga orgánica.

Se han investigado condiciones de carga de 224 y 336 kg/Ka/ día de DBO habiéndose encontrado remoción de 99% y 74 al 89%, respectivamente. Gloyna, obtuvo períodos de retención de 36 a 82 días para líquidos residuales domésticos con 300 mg/l de DBO<sub>u</sub>, a profundidad de 1.20 m. y para temperaturas de 20°C y 10°C respectivamente.

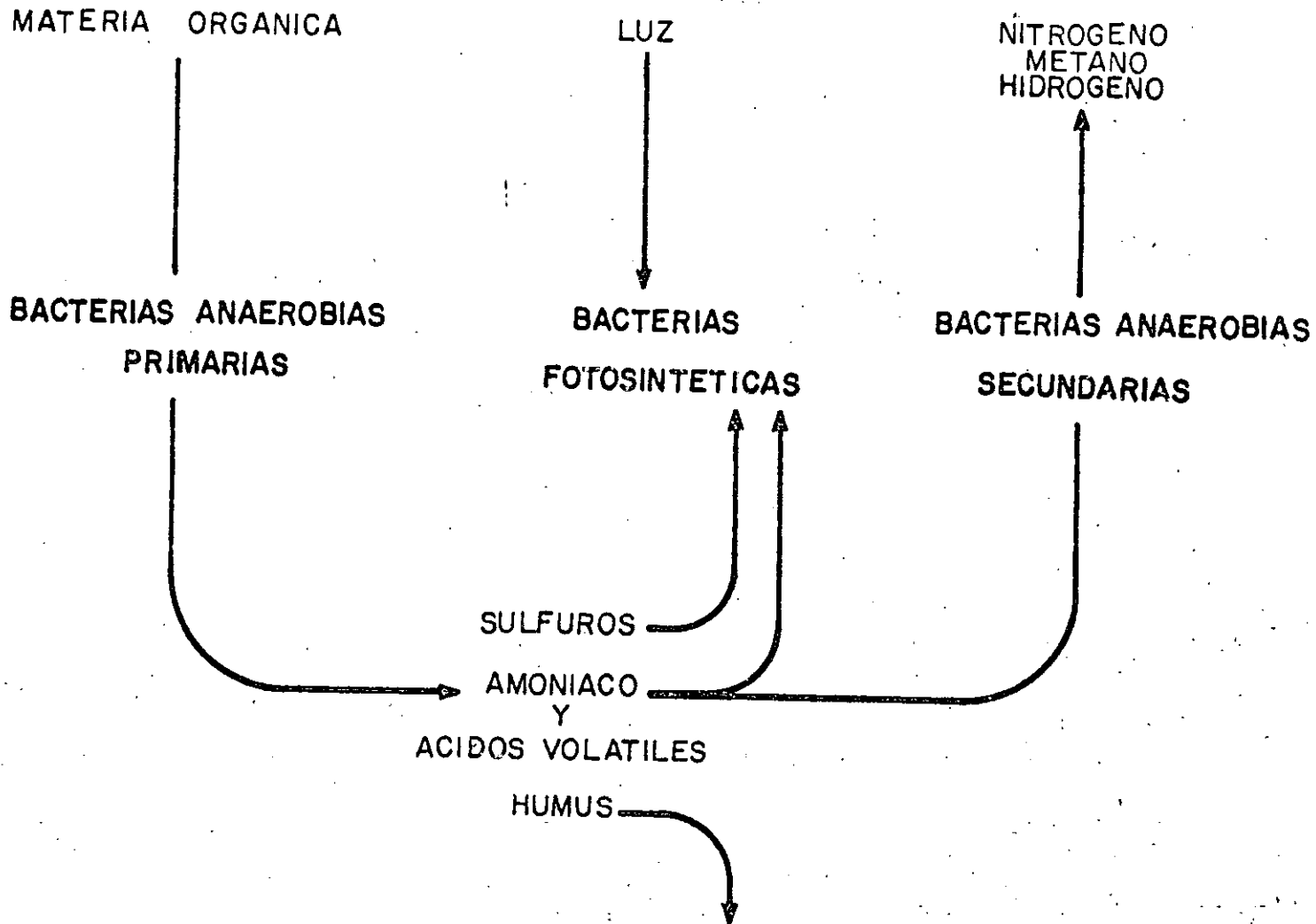
#### LAGUNAS ANAEROBIAS.

Este tipo de lagunas se utiliza como proceso de pretratamiento para reducir la carga de la DBO en las lagunas facultativas. Sirven para evitar el ascenso, a la superficie, de una apreciable proporción de lodos, durante la estación calurosa, que se desplaza a la deriva en la superficie de la laguna.

La desventaja de las lagunas anaerobias radica en la posibilidad de que se produzcan malos olores; por esta razón, es necesario estudiar cuidadosamente su localización respecto a las viviendas.

La reducción de la DBO es función del tiempo de retención de los sólidos en suspensión y de la temperatura del residuo líquido. El proceso de estabilización en estas unidades puede tomar mucho tiempo, como consecuencia de los factores antes mencionados.

# DIAGRAMA ESQUEMATICO DEL FUNCIONAMIENTO DE LA ECOLOGIA DE UNA LAGUNA ANAEROBIA



En el diseño de las lagunas anaerobias se emplea la metodología concluida de la experiencia sudafricana, la que se fundamenta en los resultados obtenidos en una área geográfica de caracteres subtropicales y con una temperatura media anual de 20°C (Zambia-latitud sur 15°).

Las lagunas anaerobias operan en forma similar a los tanques sépticos y a las letrinas, para la reducción de la DBO se puede aplicar la fórmula que se indicará posteriormente, cuyos coeficientes se han deducido en base a la temperatura media del agua que entra a la laguna que es de 20°C.

El proceso anaerobio consta de dos etapas, la primera se lleva a cabo por la acción de bacterias que originan la producción de ácidos y la segunda, asimismo, gracias a la acción de bacterias productoras de metano. La DBO de la etapa ácida es muy pequeña, únicamente, en la segunda etapa existe una acentuada remoción de la materia orgánica oxidable, la que es proporcional a la cantidad de metano producido. Para que una laguna anaerobia sea efectiva es necesario que tenga condiciones favorables al desarrollo de una población de bacterias formadoras de ácidos y bacterias productoras de metano; para ello, deben considerarse los principales factores como temperatura pH, tiempo de retención y carga orgánica.

La fermentación se acelera con el incremento de la temperatura; así por ejemplo, el aumento de 5°C significa la producción de siete veces más el volumen de gas desprendido de los lodos en la capa anaerobia. Podría utilizarse la siguiente fórmula:

ECUAC. No. 7

$$G = 31.5 (T - 15)$$



G = gas producido por los lodos ( $m^3$ /Ha)

T = temperatura de los lodos ( °C)

En lo referente al pH, un buen proceso de fermentación y producción de metano se consigue con valores de 6.8 a 7.2. La acción bacteriana se inhibe con valores del pH inferiores a 5.5.

Las lagunas anaerobias varían considerablemente en tamaño y por ende en tiempo de retención. Remociones de un 70% de la DBO se han obtenido con profundidades de 1.20 m. y retención de un solo día. De todos modos, los autores mencionan que la profundidad puede ser variable: 0.90 a 1.20m. (Parker), 1.20 a 2.40 m. (Cooper) y de 2.40 a 3.65 m. (Oswald).

Las lagunas profundas tienen las siguientes ventajas:

1. Al tener menor superficie permiten una utilización más económica del terreno.
2. Hay mejor protección contra los cambios ambientales bruscos y del oxígeno disuelto.
3. Tiene una zona más compacta de lodos.

El período de retención en las lagunas anaerobias debe mantenerse al mínimo; sin embargo, varios autores sugieren de 15 a 160 días (Cooper) y de 20 a 30 días (Oswald). Parker logró 70% de reducción de la DBO con períodos de 1.2 días.

Para mantener condiciones anaerobias la carga orgánica puede variar de 246 a 672 Kg/Ha/día. En el oeste de los Estados Unidos se emplean cargas de 560 Kg/Ha/día. En Australia de 1,158 a 1,500 Kg/Ha/día.

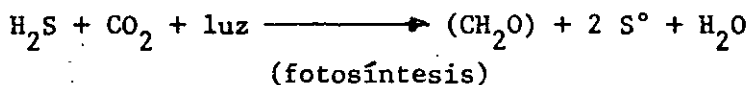
La acumulación de lodos en las lagunas se debe al proceso de sedimen

tación. En un principio la acumulación se produce con mayor rapidez que la degradación; pero, luego cuando la fermentación se desarrolla se produce un equilibrio entre la acumulación y degradación, relativamente no existe aumento de volumen en la capa bentónica.

La remoción de la materia orgánica se puede expresar así:



El  $\text{S}^{=2}$  hace equilibrio con el  $\text{H}^+$  para formar  $\text{HS}^-$  y  $\text{H}_2\text{S}$ . Si hay abundancia de  $\text{S}^{=2}$  y  $\text{CO}_2$  se desarrollan las bacterias del azufre las que son fotosintéticas y utilizan el  $\text{CO}_2$  como fuente de carbono.



El modelo matemático para las lagunas anaerobias de acuerdo a la experiencia sudafricana es la siguiente:

ECUAC. No. 8

$$L_p = \frac{L_o}{K_n \left( \frac{L_p}{L_o} \right)^n R + 1}$$

$L_p$  =  $\text{DBO}_5$  del efluente (mg/l)

$L_o$  =  $\text{DBO}_5$  del influente (mg/l)

$K_n$  = constante de remoción de la  $\text{DBO}$   
(coeficiente del proyecto)

$n$  = exponente que se determina experimentalmente

$R$  = tiempo de retención con mezcla completa (días)

En las pruebas realizadas en Zambia  $K_n = 6.0$  y  $n = 4.8$

Para las lagunas anaerobias el modelo de diseño cinético es:

1. tiempo de retención del líquido aproximadamente de 3 a 5 días.
  2. profundidad de 3 a 4.50 m.
  3. carga volumétrica de 0.19 a 0.40 kg/m<sup>3</sup> de DBO.
  4. carga superficial de 448 a 672 Kg/Ha/día de DBO.
  5. carga de sólidos en suspensión de aproximadamente 1.6 a 6.4 Kg/m<sup>3</sup>.
- La elección de las tasas reales se efectúa tomando en consideración

las características tanto climatológicas como de los residuos líquidos, - también deben contemplarse las condiciones estéticas.

#### APLICACIONES EN LA INDUSTRIA.

El empleo de las lagunas de estabilización es muy variado para el tratamiento de residuos líquidos provenientes de la industria. La aplicación de lagunas aerobias, anaerobias o facultativas dependerá de la calidad del residuo doméstico o industrial. Se deberá tener en cuenta la localización de las lagunas, cercanas o alejadas de la zona poblada, costos de construcción, disponibilidad de terreno, volúmenes de los residuos líquidos y, otros factores para la decisión sobre el tipo de laguna que se deba utilizar para el tratamiento.

Generalmente, se consideran sistemas de lagunas, en primer término y como fase primaria las anaerobias (cuando el residuo líquido es rico en materia en suspensión), para luego utilizar lagunas facultativas, que operan como proceso secundario.

A continuación se indican algunos ejemplos sobre casos prácticos de lagunas empleadas en el tratamiento de residuos de algunas industrias específicas.

### 1. Industria Textil.

Esta industria es muy compleja en la actualidad, ya que la fibra empleada puede ser: algodón, lana, acetato, dacrón, rayón, orlón, etc., se utilizan aerobias principalmente por la gran cantidad de materia orgánica existente en el residuo líquido, con el propósito de evitar malos olores.

### 2. Curtidurías.

Se emplean las lagunas como proceso secundario después de la sedimentación. Será necesario cuidar el nivel del pH ya que los residuos son ácidos.

### 3. Industria de los alimentos.

El procesamiento de los alimentos (enlatado) origina residuos líquidos de características variables, algunas veces tienen pH altos (11.0) o son de características ácidas (pH 3.5); asimismo, los residuos son ricos en nutrientes (N y P).

Las lagunas se emplean después de la sedimentación (precipitación química) porque siendo ricos en materia orgánica hay la tendencia de producir malos olores debidos al proceso anaerobio. Aún en las lagunas aerobias se producen malos olores, lo que se eliminan con el empleo de nitrato de sodio ( $\text{Na. NO}_3$ ), principalmente en el procesamiento de leguminosas.

### 4. La industria lechera y sus productos derivados.

Es muy variada ya que procesa leches, crema, quesos, mantequilla, etc. Como los residuos están compuestos principalmente con la materia or-

gánica soluble, al almacenarse fermentan y se produce el proceso anaerobio que ocasiona mal olor. Para evitar esa circunstancia se emplean lagunas aerobias, generalmente después del proceso secundario.

#### 5. Pulpa y papel.

Las lagunas se emplean para el tratamiento de los residuos con propósitos de almacenamiento, sedimentación, homogeneización y para degradación biológica de la materia orgánica.

#### 6. Aceite y Petróleo.

La remoción del aceite separable se ejecuta por medio de los métodos biológicos, entre los que emplea las lagunas mecánicamente aeradas, así como las lagunas de estabilización.

En el dimensionamiento de las lagunas para el tratamiento de los residuos industriales hay que tener en cuenta la falta de nutrientes, presencia de sustancias tóxicas, etc. El examen de las lagunas existentes demuestra que probablemente es necesario disminuir las cargas empleadas para líquidos domésticos. En los Estados Unidos, para la industria alimenticia se han empleado cargas orgánicas extremas entre 10 y 80 Kg/Ha/día. Para otros procesos industriales, como son los siguientes: petróleo, 30 Kg/Ha/día; conservas de legumbres 115; papel 120; productos químicos 180 y tejidos 190.

#### RESUMEN DE OTROS ELEMENTOS INTEGRANTES DEL DISEÑO.

En los capítulos anteriores se ha efectuado una revisión de los modelos matemáticos empíricos utilizados en el diseño de las lagunas de es-

tabilización facultativas y anaerobias. A continuación se destacará la importancia de considerar otros factores integrantes del diseño de las lagunas de estabilización. Entre los elementos principales podemos citar los siguientes:

- Selección del sitio
- Forma de la laguna y fondo
- Area (determinada por la aplicación de las fórmulas de diseño)
- Profundidad (adoptada de acuerdo con la experiencia obtenida y el cálculo)
- Período de retención (calculado en el proceso de diseño)
- Diques (los volúmenes son importantes para conocer el movimiento total de tierra)
- Estructura de entrada (influyente)
- Estructura de salida (efluente)
- Sistemas de varias lagunas
- Cercas y señales

#### Selección del Sitio:

- Se recomienda que la localización de la laguna esté a 800 m. de la comunidad más cercana y a 400 m. de una residencia.
- No deben existir obstáculos para lograr una eficiente acción del viento.
- Se debe determinar la composición geológica o características del suelo para evitar que las aguas de infiltración ocasionen la contaminación de las aguas subterráneas.
- El estudio de la topografía es importante para minimizar el movimiento de tierra (cortes y rellenos).
- Se debe efectuar un estudio sobre el costo de la laguna.

#### Forma y Fondo:

- Es muy variada y generalmente se ajusta a la topografía del lugar. Hay que evitar la formación de penínsulas, golfos, islas o similares para que el material flotante no se acumule en ellas y se presente un obstáculo a la acción del viento.
- En fondo debe presentar cierta uniformidad. Se deben efectuar ensayos sobre la calidad del suelo como se indicó anteriormente. Una determinación que debe efectuarse es la permeabilidad del fondo, en caso de haber filtración elevada es necesario impermeabilizarlo con un revestimiento de arcilla de 40 centímetros de espesor.

#### Profundidad:

- Se establece como mínima el 0.90 para que el agua cubra totalmente y se evite el crecimiento de plantas en el fondo de laguna. La profundidad efectiva es menor ya que la real es la que la luz atravieza. Debe haber oscilaciones del nivel de la laguna para evitar o destruir las larvas que se forman en las orillas.
- Los sedimentos no crean problemas, se calcula que la capa de lodos bentales es de aproximadamente 6 mm. por año.

#### Diques:

- Los diques o terraplenes sirven para transitar alrededor de la laguna, manteniendo limpia y libre de hierbas las orillas.
- Los taludes se contruyen por lo general con la inclinación de 1:3 (1 vertical y 3 horizontal). El talud dependerá del ángulo de reposo de los materiales.
- Los diques deben ser impermeables y tener en la parte superior una plataforma de 3 a 4 m. de ancho para permitir el paso de vehículos.
- La altura del dique debe ser, por lo menos, 0.70 m. sobre el nivel máximo del agua, no debiendo perjudicar la acción del viento.

#### Estructura de entrada:

- Consiste en una simple tubería que descarga las aguas en el centro de la laguna, en el caso de que ésta sea pequeña, y a

15 m. de la orilla en el caso de que sea grande.

- Las descargas pueden ser aéreas, sostenidas en pilas, o asentadas sobre el fondo de la laguna.
- En el lugar de la descarga debe construirse una plataforma de concreto de 4 m. de diámetro, para evitar la erosión y facilitar la limpieza, porque es la zona donde hay mayor sedimentación.

#### Estructura de Salida:

- Debe estar cerca de una de las orillas y lo más lejos posible de la estructura de entrada, para evitar la formación de cortos circuitos.
- La salida deberá estar un poco abajo de la superficie libre, para evitar el escurrimiento de los sólidos flotantes; además, en esa forma se obtiene un efuente de mejor calidad.
- Como hay variaciones en el nivel de la laguna será necesario prever dispositivos en la salida para tener flexibilidad en la operación.

#### Sistemas de Lagunas

La flexibilidad en la operación se logra mediante el uso de varias lagunas como parte de un mismo sistema.

El problema de iniciar la operación de una laguna se resuelve fácilmente cuando existe una fuente auxiliar de agua; en caso contrario si las lagunas son diseñadas para operar en paralelo la operación es sencilla ya que se puede empezar la operación en una laguna pequeña, en esta forma se disminuye el período de llenado y se evita el crecimiento de hierbas en el fondo.

Cuando las lagunas operan en serie, prácticamente todos los sólidos sedimentables se depositan en la primera; por lo mismo, su área sería prácticamente igual a la de una laguna que estuviera sola. La disminución del



área que se obtiene al usar varias en lugar de una sola reduce la acción del viento, esto es una ventaja porque hay menor erosión sobre el terraplén; pero, es desventajoso por el mezclado que debe tener la laguna.

#### Cercas y Señales:

Es imprescindible la colocación de cercas y señales para prohibir el paso y advertir a las personas que la laguna de estabilización no debe confundirse con otro tipo de lagunas, y evitar su empleo para aprovisionamiento de agua, fines recreativos o abrevadero de animales.

## I. INTRODUCCION

1. Si bien los sistemas de tratamiento de aguas residuales mediante lagunas de aeración y zanjas de oxidación han tenido una reducida aplicación en México, estos procesos presentan muchas ventajas para las condiciones actuales del país.
2. La principal ventaja de estos sistemas consiste en la digestión aeróbica de los lodos en los propios procesos biológicos donde se generan, debido a que operan en la fase endógena. En esta forma se reducen considerablemente los costos de construcción y de operación y mantenimiento, que representan un alto porcentaje de los costos totales. No requieren de sedimentación primaria y poseen amplia capacidad para amortiguar sobrecargas orgánicas y tóxicas. Operadas adecuadamente, producen eficiencias equivalentes a las del proceso de lodos activados convencional en la remoción de sólidos suspendidos y demanda bioquímica de oxígeno. La mayor desventaja consiste en que requieren grandes extensiones de terreno.
3. Estos procesos de tratamiento de aguas residuales son una variante del proceso de lodos activados y tienen por objetivo principal el controlar las concentraciones de sólidos suspendidos, materia orgánica y bacterias coliformes (cuando incluyen desinfección).
4. El propósito de este trabajo es exponer las características de estos sistemas de tratamiento, los criterios comunes de diseño, los costos de inversión y de operación y mantenimiento que involucran y las ventajas y desventajas que presentan. Se han incluido algunas consideraciones de diseño conceptual y se presenta el proceso de dimensionamiento de las unidades de tratamiento mediante la aplicación de ejemplos. Finalmente se proporciona una relación de referencias bibliográficas.

## II. DISEÑO CONCEPTUAL

### *Análisis de Alternativas*

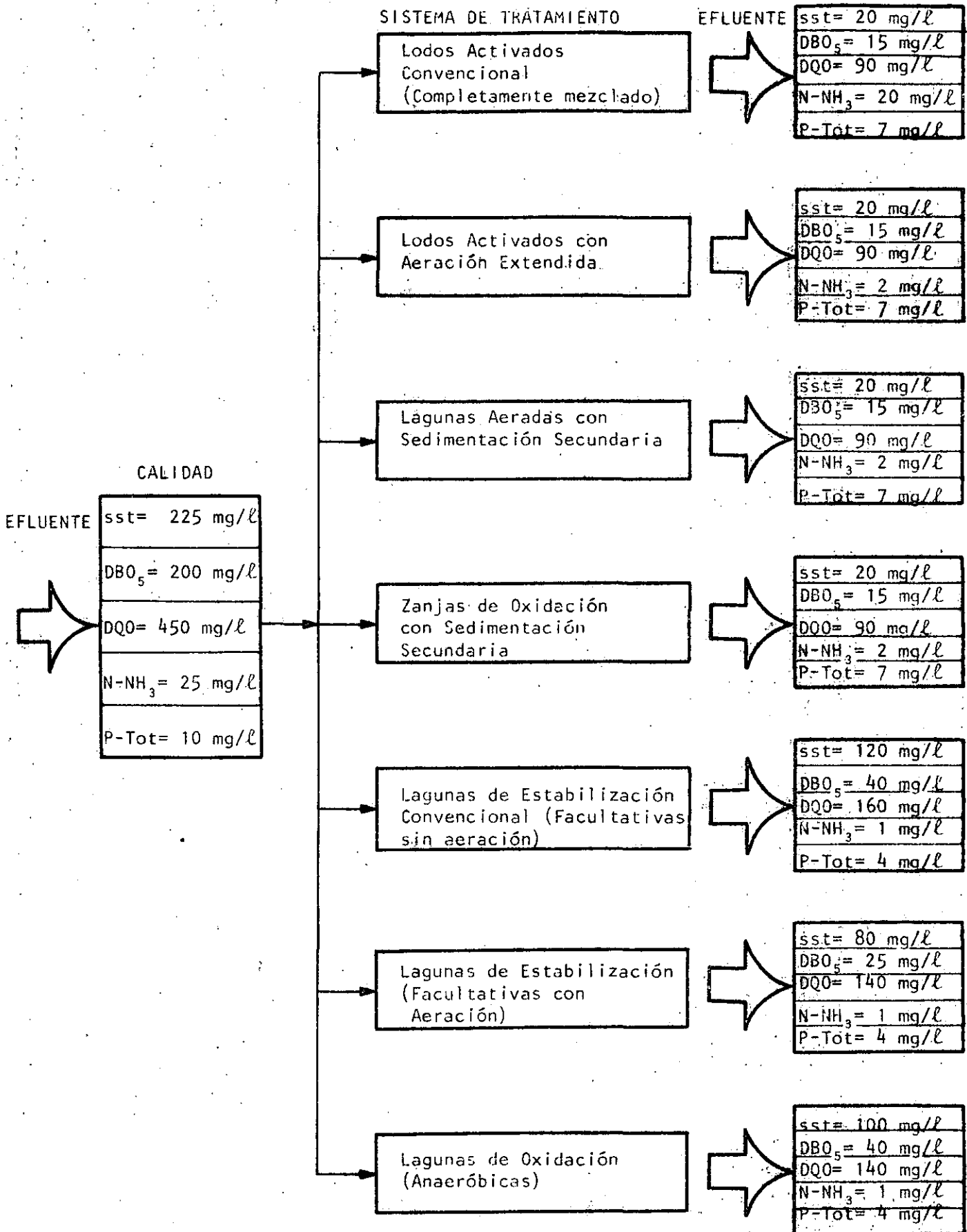
1. Previamente a la elaboración de un proyecto constructivo de un sistema de tratamiento para el control de las descargas de aguas residuales en una área urbana, se requiere realizar un análisis de las alternativas de sitios de ubicación de la planta de tratamiento y de los *trenes* de procesos de remoción de contaminantes requeridos.

2. La selección del predio de la planta depende de la orientación del sistema de alcantarillado, de la disponibilidad de terreno y de la disposición final de las aguas residuales tratadas.
3. Por lo que respecta a los procesos de tratamiento a considerar en el análisis de alternativas, éstos dependen de cuatro aspectos básicos:
  - a) Características y tratabilidad de las aguas residuales
  - b) Nivel de calidad requerido de acuerdo a las normas establecidas para la disposición final del efluente
  - c) Eficiencias de los procesos de tratamiento (tecnología disponible)
  - d) Costos de inversión y de operación y mantenimiento
4. Las aguas residuales, principalmente de origen doméstico, han sido estudiadas ampliamente y existe en la literatura suficiente información para describir su comportamiento. En el caso de las aguas residuales industriales aisladas o combinadas con aguas negras es necesario efectuar estudios de tratabilidad para definir sus características.
5. Las normas de calidad para descargas de aguas residuales se deben establecer, de acuerdo a la legislación vigente en México, en base a los estudios de los cuerpos receptores para clasificarlos en función de sus usos y para determinar su capacidad de asimilación y dilución. Corresponde a las autoridades federales (SARH, SSA) fijar las condiciones particulares para cada descarga.
6. En un tren de procesos, cada componente del sistema de tratamiento proporciona su propia eficiencia, evaluada en base a la remoción de determinados contaminantes medidos a través de parámetros de calidad del agua. Estos parámetros de control se aplican tanto en el diseño como en la operación del sistema. Cada proceso de tratamiento involucra un costo de inversión y de operación y mantenimiento.
7. Las posibles alternativas de disposición final de las aguas residuales tratadas se pueden agrupar en:

- a) Descarga a un cuerpo receptor de agua (río, lago, embalse, estuario, mar)
  - b) Disposición en el suelo (infiltración, evaporación, escurrimiento superficial)
  - c) Reuso (agrícola, industrial, recreación)
8. No tiene sentido hablar de normas de calidad de las aguas residuales, si no se especifica el uso o disposición final que se les va a dar. Por lo que los parámetros de control y los niveles de calidad difieren para el empleo de aguas residuales para irrigación agrícola, reuso industrial, riego de áreas verdes, llenado de lagos y descargas a un río o al mar.

### *Tecnología Disponible*

1. De acuerdo a la tecnología disponible, los sistemas de tratamiento *convencionales* a nivel secundario están orientados a controlar los sólidos suspendidos (SST), la demanda bioquímica de oxígeno (DBO) y las bacterias coliformes. En forma indirecta, estos sistemas remueven adicionalmente algunos contaminantes tales como nutrientes, grasas y aceites, y metales pesados (1).
2. Para fines comparativos, en la Fig. 1 se indican las eficiencias de varios sistemas de tratamiento en condiciones ideales de operación. Como puede observarse el control de SST y DBO es equivalente para todas las variantes del proceso de lodos activados.
3. En la tabla 1 se muestran los costos de inversión y de operación y mantenimiento que involucran diversos sistemas de tratamiento de aguas residuales. El sistema de lodos activados convencional demanda una mayor inversión económica pero requiere menor extensión de terreno. En condiciones equivalentes de calidad en el efluente, las lagunas aeradas implican menores costos pero necesitan una mayor extensión de terreno, tal como se observa en la Tabla 2.
4. El principal subproducto que se genera en una planta de tratamiento convencional secundaria está constituido por los lodos primarios y secundarios. Estos residuos deben ser manejados adecuadamente dentro de la planta, transportados hasta un sitio de almacenamiento y finalmente dispuestos en el suelo. De acuerdo a



Ref: Tchobanoglous, 1973

Fig. 1. EFICIENCIAS DE DIVERSOS SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES EN CONDICIONES IDEALES DE OPERACIÓN

Sistema de Tratamiento	Q= 43.82 l/s (1.0 MGD)		Q= 438.2 l/s (10.0 MGD)	
	Costos de Construcción (MN \$)	Costo de Operación y Mant. (MN \$/año)	Costos de Construcción (MN \$)	Costo de Operación y Mant. (MN \$/año)
Lodos activados convencional <sup>(1)</sup>	49,394,000	3,392,000	196,335,400	14,304,000
Zanjas de oxidación <sup>(1)</sup>	22,400,000	2,464,000	126,841,080	18,496,000
Lagunas aeradas <sup>(1)</sup>	14,810,880	1,440,000	94,264,320	7,296,000
Lagunas de estabilización <sup>(2)</sup>	10,736,840	964,600	53,684,200 <sup>(3)</sup>	4,888,320 <sup>(3)</sup>

(1) OWRT, 1979

(2) Tehobanoglous, 1973

(3) Costos estimados

Nota: Costos actualizados a 1980.

Tabla 1 COSTOS DE INVERSION Y DE OPERACION Y MANTENIMIENTO DE DIVERSOS SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

Sistema de Tratamiento	Q= 43.82 l/s Superficie (Ha)	Q= 438.2 l/s Superficie (Ha)
Lodos activados convencional	2.3	8.8
Zanjas de oxidación	3.9	16.9
Lagunas aeradas	2.8	15.5
Lagunas aeradas facultativas	3.8	20.2
Lagunas de estabilización	5.8	58.1

Tabla 2 ESTIMACION DEL AREA REQUERIDA POR DIVERSOS SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

la experiencia, se ha encontrado que estas operaciones comprenden cerca del 35% del costo total de inversión y aproximadamente el 55% de los costos anuales de operación y mantenimiento(2).

### Situación Actual en México

1. En un estudio(3) realizado en 1981 respecto al avance en la construcción de sistemas de tratamiento de aguas residuales en México, se identificaron 145 instalaciones de esta naturaleza en todo el país. Estos sistemas en su mayoría cuentan con algún tipo de proceso biológico, cuyo objetivo principal es controlar SST y DBO. Un resumen del inventario efectuado se muestra en la Tabla 3.

Tipo de Sistema	Número de Instalaciones	Tipo de Sistema	Número de Instalaciones
Lodos activados	48	Separadores API	11
Lagunas biológicas	42	Filtros percoladores	7
Tanques Imhoff	19	Zanjas de oxidación	3
Sed. Primarios	13	Emisores submarinos	2

Tabla 3 SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES CONSTRUIDOS EN MEXICO

2. Es importante mencionar que la mayoría de estas instalaciones están siendo operadas en forma inadecuada o han sido abandonadas. Con excepción de las plantas cuyo objetivo es el reuso (20%), un gran número de estos sistemas carecen de una adecuada organización para su administración, operación y mantenimiento.
3. Se ha detectado(3) una marcada tendencia a implantar sistemas de tratamiento convencionales orientados a controlar SST y DBO, independientemente del uso o disposición final que se seleccione para el efluente de la planta.
4. Otra conclusión obtenida del análisis de inventario antes mencionado, consistió en que la mayoría de las instalaciones construidas se han diseñado sin considerar normas específicas de calidad en el efluente, basadas



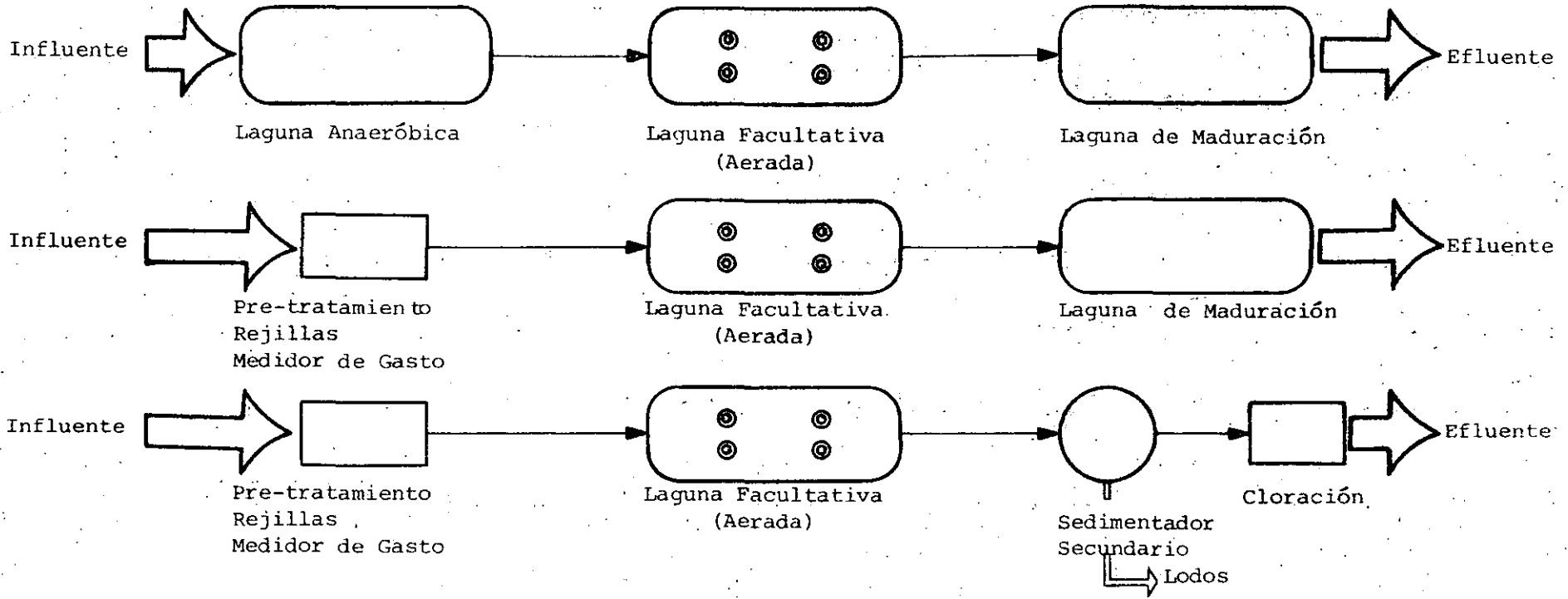
en la legislación vigente en México.

5. De acuerdo a las condiciones económicas y administrativas que existen en la mayoría de los municipios del país, es imprescindible seleccionar y desarrollar la tecnología apropiada que ofrezca alternativas de procesos de tratamiento que involucren bajas inversiones económicas y un mínimo de atención en su operación, mantenimiento y administración.

### III. LAGUNAS AERADAS

1. Las lagunas aeradas se originaron a partir de las lagunas de estabilización cuando se instalaron aeradores superficiales para evitar la producción de olores e incrementar la capacidad de tratamiento en las lagunas sobrecargadas orgánicamente. Las diferencias fundamentales entre estos tipos de lagunas biológicas, consisten en que las lagunas aeradas poseen equipo mecánico para introducir continuamente oxígeno en el agua y mantener los sólidos en suspensión y requieren menores tiempos de retención (menores extensiones de terreno).
2. Desde el punto de vista del proceso biológico, las lagunas aeradas se asemejan más a los sistemas de lodos activados que a las lagunas de estabilización. Básicamente, son una modificación del proceso de lodos activados convencional con tiempos de retención que exceden de 24 horas. El desarrollo de las lagunas aeradas se ha efectuado con el fin de reducir los costos de construcción eliminando las estructuras de concreto reforzado, de proporcionar mayores tiempos de tratamiento a aquellos residuos industriales difíciles de biodegradar y de incrementar la capacidad para amortiguar las sobrecargas orgánicas y tóxicas.
3. Existen dos tipos de lagunas aeradas, las cuales se indican en la Fig. 2 y se describen a continuación:
  - a) Lagunas aeradas facultativas
  - b) Lagunas aeradas completamente mezcladas
    - i) Sin recirculación
    - ii) Con recirculación
4. Las lagunas aeradas facultativas tienen una agitación suficiente para distribuir el oxígeno en todo el volumen de agua, sin embargo el mezclado no mantiene todos

## LAGUNAS AERADAS FACULTATIVAS



## LAGUNAS AERADAS COMPLETAMENTE MEZCLADAS

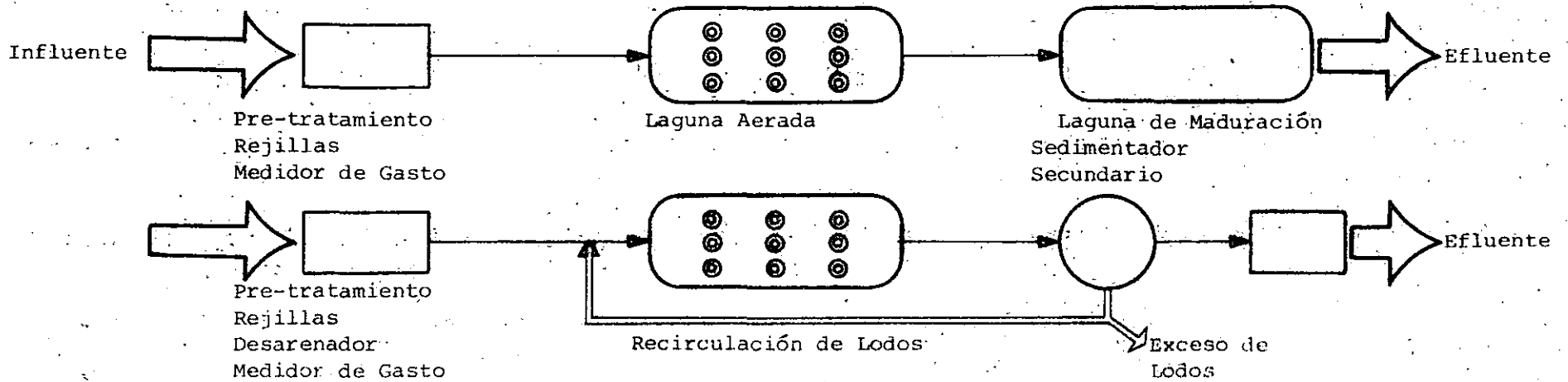


Fig. 2 VARIANTES DEL SISTEMA DE LAGUNAS AERADAS

los sólidos en suspensión. Por tal motivo, al producirse una sedimentación en el fondo de las lagunas, se origina un proceso anaeróbico en el estrato inferior. El tiempo de retención en este tipo de proceso es del orden de 3 a 10 días y el nivel de potencia de aeración esta en el rango de 1.1 a 3.7 Hp/1000 m<sup>3</sup>. La concentración de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado es de 80 a 100 mg/ℓ.

Se pueden obtener remociones de DBO en el rango de 90% con tiempos de retención entre 3 y 5 días y temperaturas arriba de 10°C.

5. En el caso de las lagunas aeradas completamente mezcladas, el nivel de potencia de aeración se incrementa a 5.3 a 8.0 Hp/1000 m<sup>3</sup> para mantener todos los sólidos en suspensión. Este tipo de sistema es más eficiente pero requiere una mayor inversión en equipo de aeración y consume más energía eléctrica. Con el fin de obtener un mayor grado de tratamiento, se requiere instalar un sedimentador secundario y recircular los lodos biológicos. En esta forma se pueden obtener tiempos de retención del 1.0 a 3.0 días y concentraciones de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado de 100 a 1500 mg/ℓ.

Las eficiencias de tratamiento en función de SST y DBO son equivalentes a las que se obtienen con el proceso de lodos activados convencional. Si bien en este caso se requiere instalar un sedimentador secundario, el manejo de lodos es más simple debido a que se opera en la etapa endógena, en la cual se genera una menor cantidad de lodos y estos se obtienen una vez que han sido digeridos aeróbicamente en el propio proceso biológico.

6. Ambos tipos de lagunas aeradas se clasifican como procesos de tratamiento biológico con microorganismos en suspensión. La cinética de remoción de materia orgánica en el sistema de lagunas se presenta en el capítulo V de estos apuntes.

#### IV. ZANJAS DE OXIDACION

1. Las zanjas de oxidación son una variante del proceso de lodos activados convencional. Se basan en el principio del proceso biológico de aeración extendida con tiempos de retención hidráulicos entre 0.5 y 4.0 días. Cuando operan con sedimentación secundaria y recirculación de

lodos, el tiempo medio de residencia celular es de 20 a 30 días, lo cual origina que los lodos biológicos producidos sean digeridos aeróbicamente en las mismas zanjas.

2. Debido a los altos tiempos de retención con que operan, la producción de lodos es mínima y éstos se obtienen estabilizados. Sin embargo, aproximadamente el 75% de los lodos generados es biodegradable y el resto permanece como un residuo. Para los valores de F/M de 0.03 a 0.10 de este proceso, los flóculos biológicos son relativamente ligeros y dispersos, por lo que se requiere instalar un sedimentador secundario con un tiempo de retención de 3 a 4 hr y una carga superficial de  $24.4 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-día}$ .
3. El exceso de lodos a manejar es muy reducido y puede ser enviado directamente a lechos de secado sin una digestión previa como ocurre en los procesos convencionales. Esto disminuye considerablemente los costos de inversión y de operación y mantenimiento.
4. Presentan la ventaja de no requerir sedimentación primaria y poseen capacidad para amortiguar *sobrecargas* orgánicas y tóxicas. Las principales desventajas de este sistema son los requerimientos de terreno y las limitaciones para manejar flujos mayores de  $438 \text{ l/s}$  (10.0MGD).
5. Las concentraciones de sólidos suspendidos volátiles en el reactor son del orden de  $4,000$  a  $5,000 \text{ mg/l}$  y para mantener los sólidos en suspensión se requiere un nivel de potencia de  $5.64$  a  $22.57 \text{ HP}/1000 \text{ m}^3$ . Las eficiencias de remoción de DBO son del 95 al 98%. En la Fig. 1 se indican las eficiencias de este proceso para controlar los principales parámetros de diseño.
6. Existen dos tipos de operación en las zanjas de oxidación. Este sistema de tratamiento puede ser operado en forma intermitente o continua. En la Fig. 3 se encuentran diversos esquemas de funcionamiento.
7. Cuando el proceso es intermitente, la zanja se opera en forma *batch*, descargando las aguas residuales tratadas después de un determinado tiempo de retención (20-30 días) y extrayendo los lodos almacenados en fondo de la zanja mediante una trampa de lodos y una bomba. Estos residuos se envían directamente a un proceso de desecado.
8. En la operación continua se presentan dos alternativas de aeración a través de rotores horizontales o aeradores verticales (carrousel). En este caso, el funcionamiento de la zanja es esencialmente un proceso de lodos activados con aeración extendida.

# ZANJAS DE OXIDACION

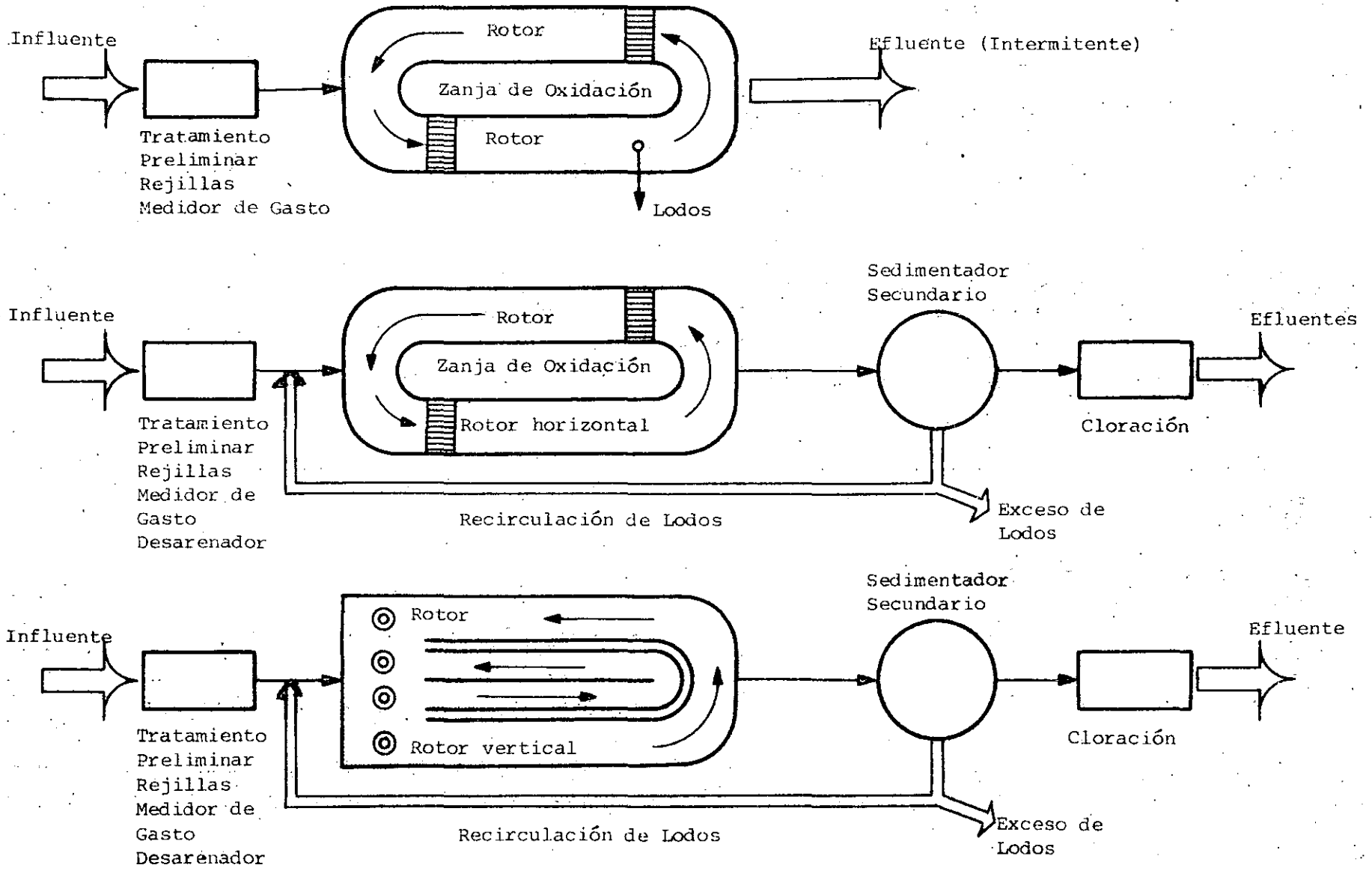


Fig. 3 ESQUEMAS DE SISTEMAS DE ZANJAS DE OXIDACION

## V. MODELOS DE PROCESOS BIOLÓGICOS

1. La función de los sistemas de tratamiento de lagunas aeradas y zanjas de oxidación son( ):
  - a) Remoción de los materiales suspendidos y flotantes
  - b) Estabilización de la materia orgánica y remoción de los sólidos coloidales no sedimentables
  - c) Remoción de los sólidos suspendidos residuales y otros materiales específicos.
2. La digestión de los lodos que se generan durante el tratamiento de las aguas residuales en estos sistemas, se puede realizar en forma interna en los propios procesos biológicos o en forma externa cuando se incluyen instalaciones adicionales con un propósito específico. Las lagunas aeradas y las zanjas de oxidación cuando cuentan con sedimentación secundaria y recirculación de lodos operan básicamente con el mismo proceso de lodos activados con aeración extendida, produciéndose internamente la digestión aeróbica de los lodos al presentarse la fase de respiración endógena del crecimiento de las bacterias.
3. Cuando no se incluye un sedimentador secundario, estos sistemas pueden tener lagunas aeróbicas de estabilización (lagunas de maduración o pulimento) para mejorar la calidad del efluente.
4. Por lo tanto, estos sistemas pueden operar con flujo de un sólo paso sin recirculación o con flujo con recirculación. A continuación se exponen los modelos de los procesos biológicos para ambos casos.

*Sistema Aeróbico Completamente Mezclado Sin Recirculación*

1. Si el sistema de tratamiento se diseña como un proceso de lodos activados sin recirculación, las ecuaciones para describir la cinética de la reacción biológica son (ver Fig. 4):

$$\frac{dS}{dt} = QS_0 - QSe + \mu(r_g)$$

$$[\text{Acumulación}] = [\text{Entrada}] - [\text{Salida}] + [\text{Cremimiento Neto}]$$

Asumiendo que la reacción es de primer orden  $r_{su} = -kS$

$$r_g' = -Y r_{su} - k_d X = -Y(kS) - k_d X$$

En condiciones estables  $\frac{dS}{dt} = 0$ ,  $S = S_e$

$$0 = Q S_0 - Q S_e - V k S_e \quad S_0 = S_e \left(1 + \frac{V}{Q} k\right)$$

$$\frac{V}{Q} = \theta_h \quad S_e = \frac{S_0}{1 + k \theta_h} \quad \frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{1 + k \theta_h}$$

$$E_f = \frac{S_0 - S_e}{S_0} \times 100 = \left(1 - \frac{1}{1 + k \theta_h}\right) \times 100 = \left(\frac{k \theta_h}{1 + k \theta_h}\right) \times 100$$

$$\theta_h = \frac{E_f}{k - k E_f} = \frac{S_0 - S_e}{k S_e} \quad r_{su} = -\frac{Q}{V} (S_0 - S_e) = -\frac{(S_0 - S_e)}{\theta_h}$$

$$U = -\frac{r_{su}}{X} = \frac{S_0 - S_e}{\theta_h X} \quad r_g' = -Y \frac{r_{su}}{X} - k_d = \frac{Q}{V} = \frac{1}{\theta_h}$$

$$\theta_c = \frac{V X}{Q X_e} \quad X = X_e \quad \theta_c = \theta_h \text{ (sin recirculación)}$$

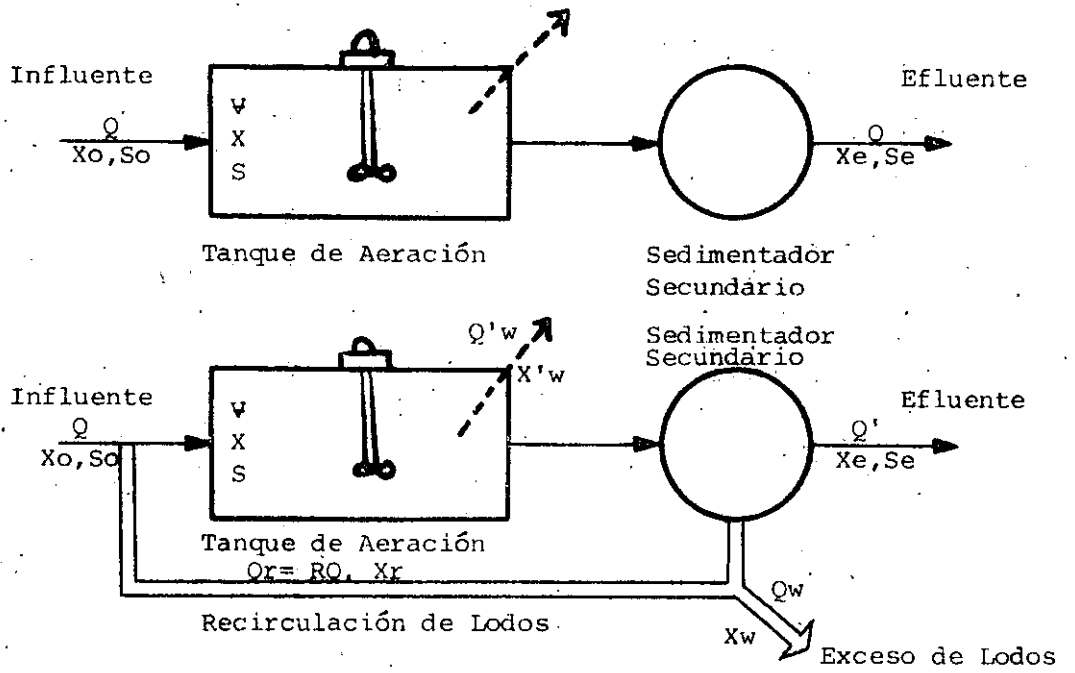
$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Q}{V} = -Y U - k_d \quad F/M = \frac{S_0}{\theta_h X} \quad U = \frac{(F/M) E_f}{100}$$

$$U = \frac{S_0 - S_e}{\theta_h X} \quad \frac{1}{\theta_c} = -Y \frac{(F/M) E_f}{100} - k_d \quad X = \frac{\theta_c Y (S_0 - S_e)}{\theta_h (1 + k_d \theta_c)} = \frac{Y (S_0 - S_e)}{(1 + k_d \theta_h)}$$

Sistema Aeróbico Completamente Mezclado Con Recirculación

1. En caso de que el sistema de tratamiento se diseñe como un proceso de lodos activados con recirculación, las ecuaciones para describir la cinética de la reacción biológica son (Ver Fig. 4):

$$\frac{dX}{dt} V = (Q + Q_r) X_0 - [Q_w X_w + (Q - Q_w) X_e] + V (r_g')$$



$Q'w = Q_w$  ,  $Q' = Q - Q_w$  ,  $X'w = X$  ,  $X_r = X_w$  ,  $S = S_e$

Fig. 4 DIAGRAMAS DE SISTEMAS AEROBICOS COMPLETAMENTE MEZCLADOS SIN Y CON RECIRCULACION DE LODOS



$$[\text{Acumulacion}] = [\text{Entrada}] - [\text{Salida}] + [\text{Crecimiento Neto}]$$

$$r'_g = -Y r_{su} - k_d X$$

Asumiendo que la reacción es de casi-segundo orden  $r_{su} = -kXS$  y que  $X_0 = 0$ ,  $\frac{dX}{dt} = 0$  (condiciones estables)

$$0 = Q_w X_w + (Q - Q_w) X_e + \theta X (-Y \frac{r_{su}}{X} - k_d)$$

$$\frac{Q_w X_w + (Q - Q_w) X_e}{\theta X} = -Y \frac{r_{su}}{X} - k_d$$

Cuando la extracción del exceso de lodos se efectúa de la línea de recirculación:

$$\theta_c = \frac{\theta X}{Q_w X_w + (Q - Q_w) X_e}$$

$$\frac{1}{\theta_c} = -Y \frac{r_{su}}{X} - k_d = -YU - k_d$$

Cuando la extracción del exceso de lodos se efectúa directamente del reactor biológico:

$$\theta_c = \frac{\theta X}{Q'_w X'_w + (Q - Q_w) X_e}$$

Teniendo una adecuada sedimentación secundaria se puede obtener que  $X_e \approx 0$ , por lo tanto:

$$\theta_c = \frac{\theta X}{Q_w X_w} \quad (\text{extracción de línea de recirculación})$$

$$\theta_c = \frac{\theta X}{Q'_w X'_w} \quad (\text{extracción directa del reactor})$$

$$\theta_c = \theta / Q'_w$$

La ecuación para el balance de sustrato en el reactor es:

$$\frac{dS}{dt} \theta = QS_0 - QS + \theta (-Y r_{su} - k_d X)$$

En condiciones estables  $\frac{dS}{dt} = 0$ ,  $r_{su} = -kSX$ ,  $S = S_e$

$$S_0 - S_e = \frac{\theta}{Q} [Y(-kS_e X) - k_d X]$$

$$S_0 = S_e (1 + \frac{\theta}{Q} k X)$$

$$\frac{\theta}{Q} = \theta_h$$

$$S_e = \frac{S_0}{1 + k \theta_h X}$$

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{1 + k \theta_h X}$$

$$E_f = \frac{S_0 - S_R}{S_0} \times 100 = \left(1 - \frac{1}{1 + K \theta_h X}\right) \times 100 = \frac{K \theta_h X}{1 + K \theta_h X} \times 100$$

$$\theta_h = \frac{E_f}{KX - KXE_f} = \frac{S_0 - S_R}{KX S_R} \quad \gamma_{SV} = -\frac{Q}{V} (S_0 - S_R) = -\frac{S_0 - S_R}{\theta_h}$$

$$U = -\frac{\gamma_{SV}}{X} = \frac{S_0 - S_R}{\theta_h X}$$

$$\theta_c = \frac{VX}{Q_w X_w} \quad \text{o} \quad \theta_c = \frac{V}{Q_w} \quad \text{de donde } \theta_c \neq \theta_h \text{ (con recirculación)}$$

$$\frac{1}{\theta_c} = -Y \frac{\gamma_{SV}}{X} - k_d = -Y \left(-\frac{S_0 - S_R}{X \theta_h}\right) - k_d$$

$$X = \frac{\theta_c Y (S_0 - S_R)}{\theta_h (1 + k_d \theta_c)}$$

## VI. CRITERIOS DE DISEÑO

1. En la Tabla 4 se presentan los principales criterios de diseño para el proceso de lodos activados convencional y sus variantes, incluyendo los sistemas de lagunas aeradas y zanjas de oxidación. Estos criterios son una guía y se muestran con fines comparativos entre diversas alternativas. En la Tabla 5 se indican también algunos criterios de diseño para sistemas de lagunas de estabilización.
2. Como puede observarse en estas Tablas, las diferencias básicas entre las diversas opciones son:
  - a) Relación F/M
  - b) Tiempo de retención hidráulico
  - c) Tiempo medio de residencia celular
  - d) Concentración de sólidos suspendidos en el reactor
  - e) Nivel de potencia de aeración (para mezclado)
3. Existen varios tipos de equipo de aeración que se aplican a determinados procesos. Cada equipo cuenta con una eficiencia de transferencia de oxígeno, la cual depende finalmente de las características de operación en el sitio de trabajo. En la Tabla 6 se presentan las eficiencias de los equipos empleados usualmente en lagunas de aeración y zanjas de oxidación.

Parámetro de Diseño	Lodos Activados Convencional (Completamente Mezclado)	Lodos Activados con Aeración Extendida	Lagunas Aeradas con Sedimentación Secundaria <sup>(2)</sup>	Zanjas de Oxidación Sedimentación Secundaria
Tiempo de retención hidráulico (hr), $\theta_h$	4-6 <sup>(4)</sup>	18-36	12-72 <sup>(4)</sup>	12-96
Tiempo medio de residencia celular (días), $\theta_c$	6-12	20-30	10-30	20-30
Sólidos suspendidos en el licor mezclado (mg/l), MLSS	2,000-5,000	3,000-6,000	2,000-3,000	3,000-8,000
Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (mg/l), MLVSS	2,000-3,000 <sup>(3)</sup>	3,000-4,000 <sup>(3)</sup>	100-1,500 <sup>(4)</sup>	4,000-5,000 <sup>(3)</sup>
F/M (kg DBO/kg MLVSS-día)	0.2-0.4	0.05-0.15	0.05-0.20	0.03-0.10
Carga orgánica (kg DBO/m <sup>3</sup> -día)	0.8-1.6	0.16-0.40	0.96-1.12	0.16-0.32
Coefficiente de Temperatura, $\theta$ <sup>(1)</sup>	1.0-1.02	1.06-1.09	1.06-1.09	1.06-1.09
Tasa de recirculación de lodos, $R = Q_w/Q$	0.25-1.0	0.5-1.5	0.25-0.75	0.25-0.75
Nivel de potencia de aeración (HP/1,000m <sup>3</sup> )	37.0 <sup>(3)</sup>	21.8-29.4 <sup>(4)</sup>	5.3-8.0 <sup>(4)</sup>	5.64-22.57 <sup>(5)</sup>

(18)

Ref. : G. Techabanglous, "Wastewater Treatment for Small Communities, 1973.

(1)  $k_t = k_{20} \theta^{(t-20)}$

(2) Completamente mezcladas

(3) Metcalf and Eddy, 1979.

(4) Rich, 1980

(5) Calculado

Tabla 4

CRITERIOS DE DISEÑO PARA DIVERSOS SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES BASADOS EN EL PRINCIPIO DE LODOS ACTIVADOS

Parámetros de Diseño	Lagunas de Estabilización Convencional (Facultativas Sin Aeración)	Lagunas de Estabilización (Facultativas con Aeración)	Lagunas de Oxidación (Anaeróbicas)
Tiempo de retención (días),	7-30 <sup>(1)</sup>	3-10 <sup>(1)</sup>	20-50 <sup>(1)</sup>
Nivel de Potencia de aeración (Hp/1,000m <sup>3</sup> )	-	1.1-3.7 <sup>(2)</sup>	-
Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (mg/l), MLSS	120 <sup>(1)</sup>	50-100 <sup>(1)</sup>	100 <sup>(1)</sup>

(1) Tchobanoglous, 1973

(2) Rich, 1980

Tabla 5 CRITERIOS DE DISEÑO PARA SISTEMAS DE TRATAMIENTO CON LAGUNAS DE ESTABILIZACION

Tipo de Equipo de Aeración	Eficiencia de Transferencia de O <sub>2</sub> (Kg O <sub>2</sub> /Hp-hr)
Aerador superficial flotante	0.82-2.0
Rotor aerador flotante	1.6-1.9
Aerador superficial simplex	1.4-1.9
Rotor aerador fijo (*)	1.4-2.3

(\*) Aplicable a zanjas de oxidación, con longitudes hasta de 9.14 m (30 pies)

Ref: Tchobanoglous, 1973

Tabla 6 EFICIENCIAS DE DIVERSOS EQUIPOS DE AERACION

REFERENCIAS

1. Cuéllar Ch., Raúl. "Alternativas de Sistemas de Tratamiento de Aguas Residuales", Simposio sobre Contaminación Ambiental, Mérida, Yuc., 1981.
2. Hasit, Y., P.A. Wesilind. "Economics of Sludge Management", JWPCF, Vol. 53, No. 5, Mayo, 1981.
3. Cuéllar Ch., Raúl. "Necesidades de Investigación en México sobre la Renovación y Reuso de las Aguas Residuales Municipales", Simposio Internacional sobre Renovación de Aguas Residuales para Reuso en Sistemas Agrícolas e Industriales, NSF-CONACYT, Cocoyoc, México, 1980.
4. Metcalf and Eddy. "Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse", Mc Graw-Hill Book Co., Second Edition, 1979.
5. Rich, Linvil G., "Low-Maintenance, Mechanically Simple Wastewater Treatment Systems", Mc Graw-Hill Book Co., 1980.
6. Tchobanoglous, George., "Wastewater Treatment for Small Communities", Conference on Rural Environmental Engineering, Sugarbush Inn, Warren, Vermont, 1973.
7. "Water Reuse and Recycling Evaluation of Treatment Technology", Culp/Wesner/Culp, U.S. Department of the Interior, OWRT, Vol. 2, 1979.
8. "Aeration in Wastewater Treatment Plant", WPCF, Manual of Practice No. 8, 1977.



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

ANEXOS AL TEMA:

LAGUNAS AEREADAS Y ZANJAS DE OXIDACION. DISEÑO

DR. RAUL CUELLAR CHAVEZ

NOVIEMBRE, 1985.

COSTOS ABSOLUTOS DE DISTINTOS TRENES DE PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES  
(SIN INCLUIR TERRENO, US\$)

TREN DE PROCESOS	Q=1 MGD (43.82 l/s)		Q=10 MGD (438.2 l/s)		Q=50 MGD (2191 l/s)	
	C.C.	C.O.M.	C.C.	C.O.M.	C.C.	C.O.M.
1. LODOS ACTIVADOS	2'535,568	169,654	10'080,171	834,263	36'001,877	3'281,020
2. ZANJAS DE OXIDACION	1'089,460	119,847	6'169,469	899,634	-	-
3. LAGUNAS AERADAS	720,392	70,041	4'561,894	354,873	16'964,709	1'380,581
4. LAGUNAS DE ESTABILIZACION	521,730	46,843	2'608,653	237,536	-	-
5. SEDIMENTACION PRIMARIA CON CLORACION Y MANEJO DE LODOS	1'256,251	90,275	4'790,787	505,850	15'666,309	1'967,367
6. LAGUNAS AERADAS CON SEDIMENTADOR SECUNDARIO	979,450	134,109	5'295,606	760,723	17'239,054	2'994,337
7. DISCOS BIOLOGICOS	2'776,882	130,743	18'350,488	779,787	79'110,088	3'972,088
8. SEDIMENTACION PRIMARIA CON EMISOR SUBMARINO (1)						
a) condiciones favorables	1'860,251	90,275	5'590,787	505,850	16'992,809	1'967,367
b) condiciones normales	2'659,251	90,275	6'528,287	505,850	18'224,809	1'967,367
c) condiciones adversas	4'225,251	90,275	8'358,787	505,850	20'634,309	1'967,367

VALORES EN DOLARES DE MAYO, 1983.

C.C. = COSTOS DE CONSTRUCCION

C.O.M. = COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO ANUALES

(1) = LONGITUD DE EMISOR CONSIDERADA 500.0 m



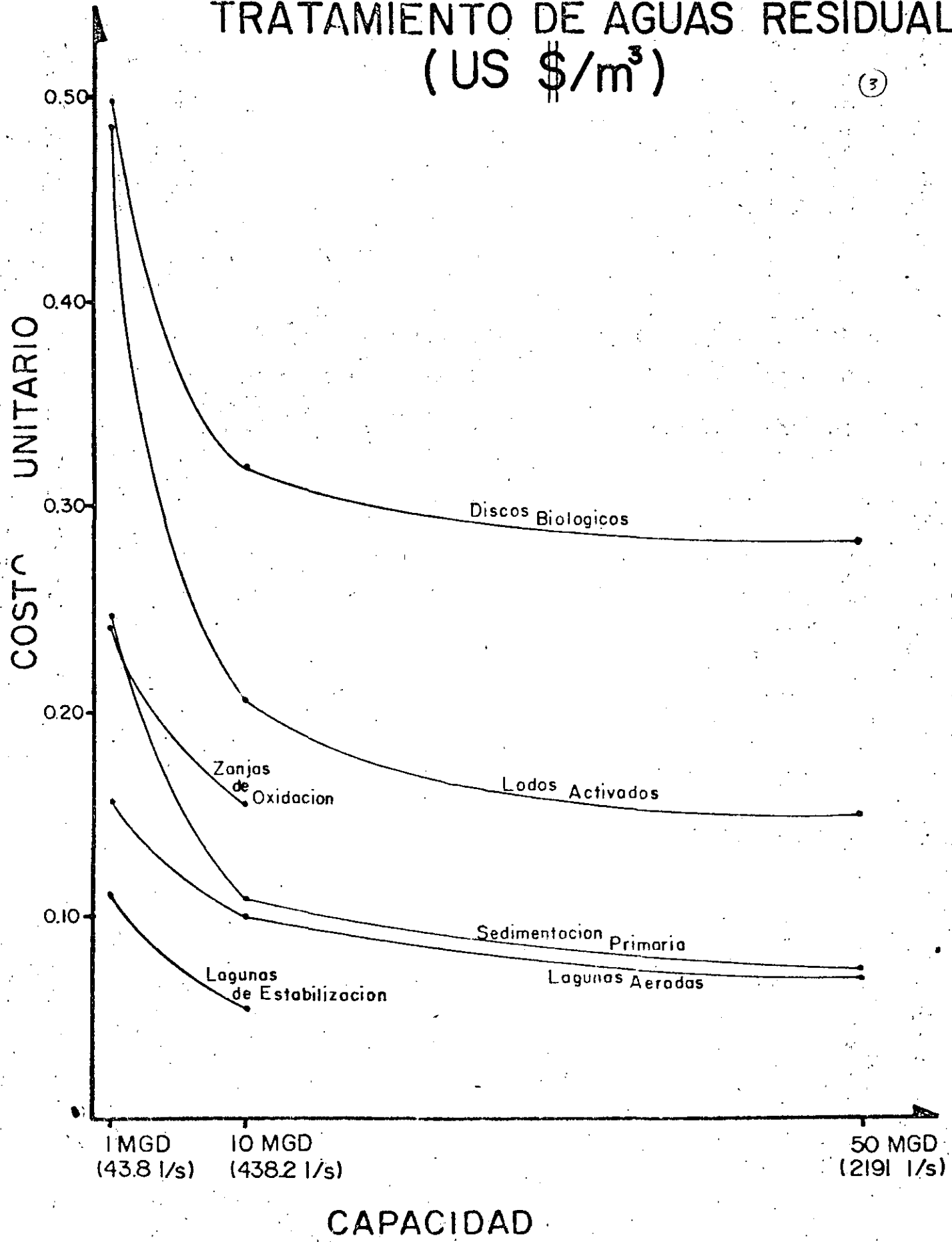
COSTOS UNITARIOS DE DISTINTOS TRENES DE PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

(SIN INCLUIR TERRENO, US\$/m<sup>3</sup>)

TREN DE PROCESOS	Q=1 MGD (43.82 l/s)	Q=10 MGD (438.2 l/s)	Q=50 MGD (2191 l/s)
1. LODOS ACTIVADOS	0.483	0.204	0.150
2. ZANJAS DE OXIDACION	0.242	0.153	-
3. LAGUNAS AERADAS	0.153	0.091	0.068
4. LAGUNAS DE ESTABILIZACION	0.108	0.054	-
5. SEDIMENTACION PRIMARIA CON CLORACION Y MANEJO DE LODOS	0.244	0.105	0.073
6. LAGUNAS AERADAS CON SEDIMENTADOR SECUNDARIO	0.236	0.130	0.092
7. DISCOS BIOLOGICOS	0.489	0.317	0.282
8. SEDIMENTACION PRIMARIA CON EMISOR SUBMARINO			
a) condiciones favorables	0.330	0.116	0.077
b) condiciones normales	0.443	0.129	0.080
c) condiciones adversas	0.666	0.155	0.087

# COMPARACION DE COSTOS UNITARIOS ENTRE TRENES DE PROCESOS DE <sup>3</sup> TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES (US \$/m<sup>3</sup>)

(3)



Tipo de Planta	Clasificación del Nivel de Tratamiento	Objetivos de los Procesos de Tratamiento	Procesos Antecedentes	C O S T O S Construcción. Operación y Mant.		Características de las Plantas. Grado de Dificultad en Operación y Mantenimiento.
Fosas Sépticas	Primario	Remoción de SSe, materia flotante, y DBO. Digestión de lodos	Ninguno	Bajos	Bajos	Mínimo (4)
Tanque Imhoff	Primario	Remoción de SSe y DBO. Digestión de lodos.	Rejillas y desarenador	Bajos	Bajos	Mínimo (4)
Sedimentador Primario	Primario	Remoción de SSe (1)	Rejillas y desarenador	Bajos	Medios	Medio (5)
Laguna de Oxidación	Secundario	Remoción de SSe y DBO. Digestión de lodos	Ninguno	Bajos	Bajos	Mínimo
Lagunas de Estabilización	Secundario	Remoción de SSe y DBO. Digestión de lodos	Ninguno	Bajos	Bajos	Mínimo
Zanjas de Oxidación	Secundario	Remoción de DBO	Rejillas, desarenador y sedimentador primario (3)	Medios	Medios	Medios (5)
Lagunas Aereadas	Secundario	Remoción de DBO	Rejillas, desarenador y sedimentador primario	Medios	Medios	Medios (4)
Filtros Rociadores	Secundario	Remoción de DBO	Rejillas, desarenador y sedimentador primario (3)	Altos	Altos	Alto (5)
Lodos Activados	Secundario	Remoción de DBO	Rejillas, desarenador y sedimentador primario (3)	Altos	Altos	Alto (5)

(1) En forma indirecta se remueve DBO

(2) En ocasiones se aplican productos químicos para efectuar precipitación en sedimentador

(3) Requiere de sedimentador secundario y cloración

(4) Requiere mantenimiento periódico para remover y disponer lodos acumulados

(5) Requiere de manejo y disposición de alta cantidad de lodos

CARACTERÍSTICAS DE LOS PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MAS COMUNES.

Parámetros de Diseño	Lagunas de Estabilización Convencional (Facultativas Sin Aeración)	Lagunas de Estabilización (Facultativas con Aeración)	Lagunas de Oxidación (Anaeróbicas)
Tiempo de retención (días),	7-30 <sup>(1)</sup>	3-10 <sup>(1)</sup>	20-50 <sup>(1)</sup>
Nivel de Potencia de aeración (hp/1,000m <sup>3</sup> )	-	1:1-3.7 <sup>(2)</sup>	-
Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (mg/ℓ), MLSS	120 <sup>(1)</sup>	50-100 <sup>(1)</sup>	100 <sup>(1)</sup>

(1) Tchobanoglous, 1973

(2) Rich, 1980

Tabla 5 CRITERIOS DE DISEÑO PARA SISTEMAS DE TRATAMIENTO CON LAGUNAS DE ESTABILIZACIÓN

(5)

5

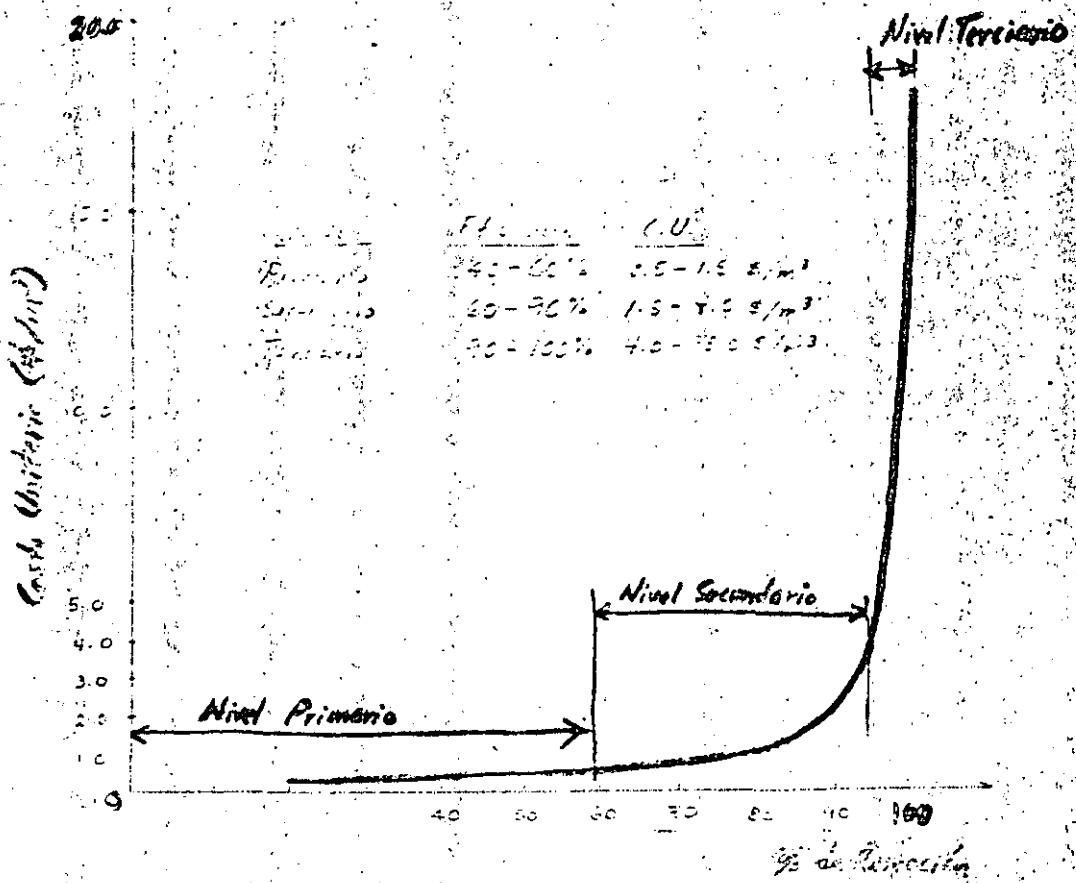


Figura No. 1.

equipos, operación, mantenimiento y administración aumentan, sin embargo los costos unitarios (\$/m.) se reducen obteniéndose una economía de escala. Existen limitaciones en cuanto a los tamaños máximos de los equipos, ya que a partir de cierto tamaño su operación y mantenimiento se complica, por lo que es conveniente dividir los sistemas de tratamiento en módulos.

5. Cabe mencionar que el manejo y disposición de lodos (residuos) que se generan en una planta de tratamiento involucran un alto costo, que representa del 40.0 a 60.0% del costo de operación y mantenimiento.

CUADRO 2

REQUERIMIENTOS DE AREA POR UNIDAD DE PROCESO ( m<sup>2</sup> )

PROCESO	Q = 1 MGD (43.82 l/s)	Q = 10 MGD (438.2 l/s)	Q = 50 MGD (2191 L/s)
Pretratamiento	65	320	2230
Sedimentador Primario	155	1550	7742
Tanque de Aeración	307	3070	15515
Sedimentador Secundario	193	1550	6580
Tanque de contacto de Cloro	65	520	2202
Espesador Lodos Primarios	20	102	256
Espesador Lodos Secundarios	20	39	193
Digestión Anaeróbica	186	1858	9290
Lechos de Secado	1858	-	-
Filtros de Vacío	-	12	58
Zanjas de Oxidación	17010	68850	-
Lagunas Aeradas	5450	54500	272471
Lagunas de Maduración	13625	136235	681178
Discos Biológicos	23000	88000	-

(M) 2

CUADRO 5

COSTOS UNITARIOS POR TIPO DE TRATAMIENTO INCLUYENDO TERRENO (USD/m<sup>3</sup>).

TREN DE PROCESOS	NIVEL DE TERRENO	Q = 1 MGD (43.82 l/s)	Q = 10 MGD (438.2 l/s)	Q = 50 MGD (2191 l/s)
1. Lodos Activados	1	0.505	0.212	0.154
2. Zanjas De Oxidación	1	0.279	0.169	-
3. Lagunas Aeradas	2	0.166	0.098	0.072
	3	0.156	0.092	0.069
4. Lagunas De Estabilización	2	0.135	0.081	-
	3	0.113	0.059	-
5. Sedimentación Primaria Con Cloración y Manejo De Lodos	1	0.249	0.114	0.074
	2	0.246	0.109	0.073
	3	0.244	0.106	0.073
6. Lagunas Aeradas Con Sedimentador Secundario	2	0.250	0.138	0.096
	3	0.239	0.132	0.093
7. Discos Biológicos	1	0.511	0.325	0.286
8. Sedimentación Primaria Con Emisor Submarino (1)				
a) Condiciones Favorables	1	0.335	0.125	0.078
	2	0.332	0.120	0.077
	3	0.330	0.116	0.077
b) Condiciones Ordinarias	1	0.448	0.138	0.081
	2	0.445	0.133	0.080
	3	0.443	0.130	0.080
c) Condiciones Adversas	1	0.671	0.164	0.088
	2	0.668	0.159	0.087
	3	0.666	0.156	0.087

(1) Longitud de Emisor considerada 500 m.



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES  
INDUSTRIALES Y REUSOS

FILTROS ROCIADORES. DESCRIPCION. DISEÑO

M. EN C. EDMUNDO IZURIETA RUIZ

NOVIEMBRE, 1985.



- Método del Consejo Nacional de Investigación (CNI)
- Método de K. L. Schulze.

## 2. METODO DEL CONSEJO NACIONAL DE INVESTIGACION

Se aplica la fórmula:

$$E = \frac{100}{1 + 0.0085 \left( \frac{W}{V \cdot F} \right)^{1/2}}$$

E = eficiencia o porcentaje de la remoción de  $DBO_5$

W = peso de la  $DBO_5$  aplicado por día, lb/día

V = volumen del filtro, acre/pie

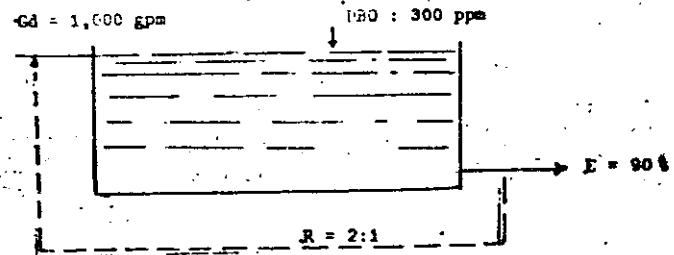
F = número de pasadas efectivas por el filtro

El número efectivo de pasadas por el filtro se refiere a la circulación hidráulica:

$$F = \left( \frac{1 + R}{1 + 0.1 R} \right)^2$$

R = relación de reciclo ( flujo total relacionado con el que recircula ).

Ejemplo :



$$W = \frac{1,000 \times 3.78 \times 1,440 \times 300 \times 2.2}{10^6}$$

$$W = 3,000 \text{ lb/día} \\ (1,635 \text{ Kg./día})$$

$$F = \left( \frac{1 + R}{1 + 0.1 R} \right)^2$$

$$F = \left( \frac{1 + 2}{1 + 0.1 \times 2} \right)^2$$

$$F = 2.08$$

$$E = \frac{100}{1 + 0.0085 \left( \frac{W}{V \cdot F} \right)^{1/2}}$$

5.

$$90 = \frac{100}{1 + 0.0085 \left( \frac{3.600}{V \times 2.08} \right)^{1/2}}$$

$$V = 10.1 \text{ acre/pie (1acre/pie} = 1,254 \text{ m}^3)$$

$$V = 12,450 \text{ m}^3$$

Para simplificar el cálculo se han preparado nomogramas que permiten la aplicación de la fórmula del CNI.

Los valores obtenidos son :

$$V = 10 \text{ acre/pie}$$

$$\text{Diámetro} = 240 \text{ pies ( para una profundidad de 10 pies )}$$

### 3. METODO DE K.L. SCHULZE

Matemáticamente se expresa con las siguientes fórmulas :

$$\frac{L_e}{L_i} = e^{-k.t}$$

$$t = \frac{D}{Q-67}$$

$L_e$  = DBOS del efluente, mg/l

$L_i$  = DBOS del influente, mg/l

$t$  = tiempo de contacto

$D$  = profundidad del filtro, pies

6.

$Q$  = carga hidráulica, millón/gal/acre/día (MGAD)

$k$  = constante igual a 0.3

$$\frac{L_e}{L_i} = e^{-0.3 \frac{H}{Q-67}}$$

Una vez determinado el valor de  $Q$  el volumen se determina aplicando esta fórmula :

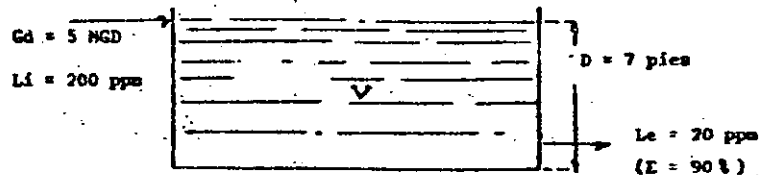
$$V = \frac{Gd}{Q} \cdot D$$

$V$  = volumen, acre/pie

$Gd$  = millón/galones/día (MGD)

$D$  = pies

Ejemplo :



$$\frac{L_0}{L_1} = e^{-0.3 \frac{D}{Q} \cdot 67}$$

$$\frac{20}{-200} = e^{-0.3 \frac{7}{Q} \cdot 67}$$

$$0.1 = \frac{1}{e^{\frac{2.1}{Q} \cdot 67}}$$

$$Q = 0.87 \text{ MGAD}$$

$$V = \frac{C_d \cdot D}{Q}$$

$$V = \frac{5}{0.87} \cdot 7$$

$$V = 403 \text{ acre/pie}$$

$$V = 49,900 \text{ m}^3$$

Como en el caso anterior se pueden emplear nomogramas. Los resultados que se obtienen son los siguientes :

$$Q = 0.87 \text{ MGAD}$$

$$A = 5.75 \text{ acres}$$

Diámetro = 560 pies

$$V = 40.3 \text{ acre/pie}$$

#### 4. DISCUSION SOBRE LA DETERMINACION COEFICIENTES

Un filtro rociador opera en forma similar a un proceso intermitente de lodos activados que puede matemáticamente expresarse así:

$$\frac{S_e}{S_0} = e^{-k \cdot X_v \cdot t}$$

$S_e$  = sustancia orgánica remanente, mg/l

$S_0$  = sustancia orgánica en el influente, mg/l

$K$  = constante

$X_v$  = sólidos volátiles

$t$  = tiempo de retención

El tiempo medio de retención ( $t_m$ ) es:

$$t_m = \frac{C \cdot D^n}{Q^n}$$

$C, n, m$  = constantes

$Q$  = carga hidráulica, gpm/pie cuadrado

$D$  = profundidad del filtro, pies

La masa biológica  $X_v$  dependerá del área y naturaleza del material que forma el filtro ( $A_v$ ). Reemplazando en la fórmula anterior :

$$\frac{S_e}{S_0} = e^{-\frac{k \cdot A_v \cdot D^n}{Q^n}} = e^{-\frac{K \cdot D^n}{Q^n}}$$

$$K = k \cdot A_v$$

En algunas ocasiones es necesario recircular el líquido en el filtro para mejorar la eficiencia, lo que equivale a diluir la DBO en el influente

$$\frac{S_e}{S_a} = e^{-\frac{K \cdot D^n}{Q^n}}$$

$S_a$  = contenido orgánico por dilución

$$S_a = \frac{S_0 + N \cdot S_e}{1 + N}$$

$N$  = relación del reciclo

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{e^{-X}}{(1 + N) - N \cdot e^{-X}}$$

$$X = \frac{K \cdot D^n}{Q^n}$$

Para la determinación de los coeficientes se puede proceder así:

1. Preparar un filtro piloto con dispositivos para tomar muestras a diferentes alturas y usando previamente un medio aclimatado.
2. Seleccionar distintas cargas o flujos hidráulicos, generalmente de 0.5 a 5.0 gpm/pie cuadrado para filtros mayores de 10 pies de profundidad.
3. A diferentes profundidades y para cada flujo hidráulico se determina la DBO (DQO o COT).
4. Dibujar los valores obtenidos en el anterior de la DBO remanente expresada en porcentaje (%), en papel similogaritmico, en relación con las profundidades a las que se tomaron las muestras. Gráfica No. 1
5. En la gráfica No. 1 determinar las pendientes ( $M_1, M_2, M_3$ ).
6. Dibujar en papel logaritmico la curva resultante de los valores de las pendientes en relación con valores de  $Q$ , determinando el valor de la pendiente "n". Gráfica No. 2
7. Dibujar la curva resultante de los valores de los logaritmos del porcentaje de la DBO remanente en relación con los de

$D/Q^n$  y determinar el valor del coeficiente "K". Gráfica No. 3

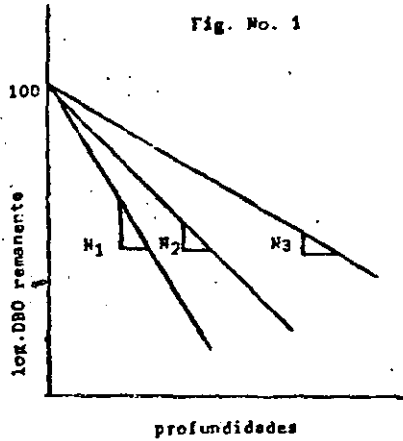


Fig. No. 1

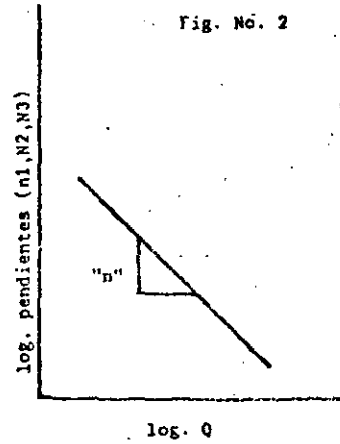


Fig. No. 2

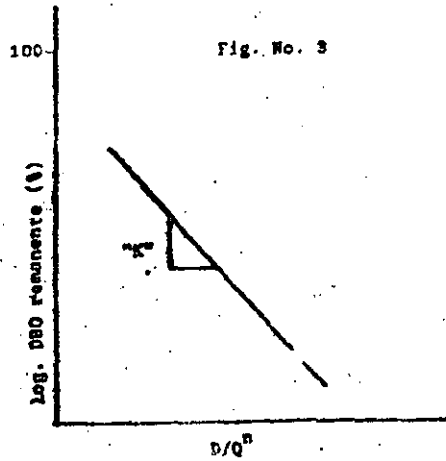
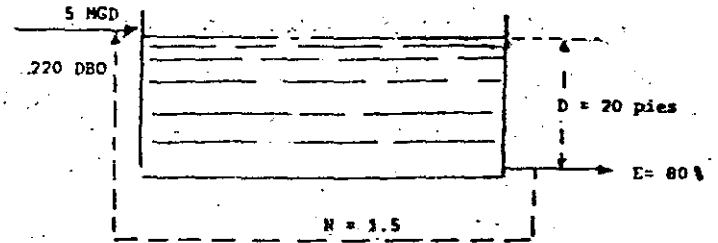


Fig. No. 3

Ejemplo:



En una planta piloto de filtro rociador se obtuvo la siguiente información :

log. DBO remanente (promedio)  
carga hidráulica en gpm/pie<sup>2</sup>

profundidad (pies)	1	2	3	4
6	62	70	75	80
12	36	46	57	63
18	24	32	43	48.5
24	14	22	32	39

Los valores obtenidos de las curvas fueron los siguientes :

$K = 0.082, \quad n = 0.5$

Se desea diseñar el filtro sin recirculación y con recirculación.

$$\frac{S_e}{S_o} = e^{-\frac{K \cdot D}{Q^n}} \quad (n = 1)$$

$$\frac{S_e}{S_o} = \frac{1}{e^{(0.082D)} Q^{0.5}}$$

$$0.20 = \frac{1}{e^{(0.082)(20)} Q^{0.5}}$$

$$Q^{0.5} = 1.02 ; \quad Q = 1.0 \text{ gpm/pie}^2 \\ (1,440 \text{ gpd/pie}^2)$$

$$\text{área} = \frac{5 \times 10^6}{1,440}$$

$$= 3,475 \text{ pies}^2$$

$$\text{diámetro} = 66.5 \text{ pies}$$

Con recirculación y usando el factor  $N = 1.5$

$$S_a = \frac{S_o + N S_e}{1 + N}$$

$$S_a = \frac{220 + 1.5 (44)}{1 + 1.5}$$

$$S_a = 114.5$$

$$\frac{S_e}{S_o} = \frac{44}{114.5} = 0.385$$

$$0.385 = \frac{1}{e^{(0.082)(20)} Q^{0.5}}$$

$$Q^{0.5} = \frac{1.64}{0.955} = 1.72$$

$$Q = 2.96 \text{ gpm/pie}^2$$

$$\text{área} = \frac{5 \times 10^6}{1,440 (2.96)}$$

$$\text{área} = 1,175 \text{ pies}^2$$

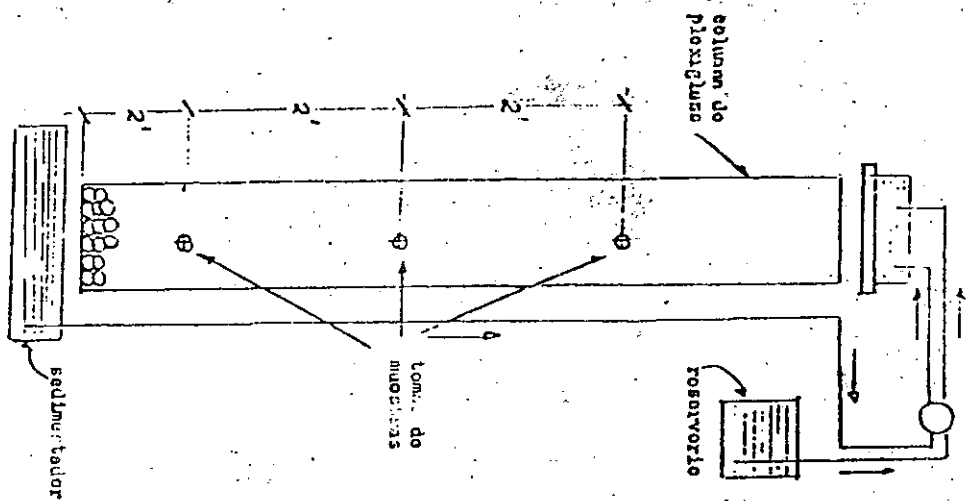
$$\text{Volumen} = 1.175 \times 20$$

$$\text{Volumen} = 23,500 \text{ pies}^3$$

Los coeficientes empleados en el ejemplo se obtuvieron mediante pruebas de campo (planta piloto), cuyos resultados se indican en

Porcentaje de la DBO removida (profundidad)

profundidad (pies)	1	2	3	4
6	62	70	75	80
12	36	46	57	63
18	24	32	43	48.5
24	17	22	32	39



Deben usarse la computadora del coef. %K<sub>s</sub>

D pies	Q Gpm/pie <sup>2</sup>	Q <sup>0.5</sup>	D/Q <sup>0.5</sup>	DBO remanente %
6	1.6	1.0	6.0	62
12	1.0	1.0	12.0	36
18	0.8	1.0	18.0	24
24	0.7	1.0	24.0	17
6	2.0	1.414	4.25	70
12	2.0	1.414	8.50	46
18	2.0	1.414	12.75	32
24	2.0	1.414	17.00	22
6	3.0	1.732	3.47	75
12	3.0	1.732	6.94	57
18	3.0	1.732	11.41	43
24	3.0	1.732	13.68	32
6	4.0	2.0	3.0	80
12	4.0	2.0	6.0	63
18	4.0	2.0	9.0	48.5
24	4.0	2.0	12.0	39

las siguientes páginas 16 y 17.

5. ESPECIFICACIONES DE LOS FILTROS ROCIADORES

Para el diseño y la buena operación de un filtro rociador es necesario cumplir con ciertas especificaciones básicas.

- a. La DBO no debe exceder de 500 mg/l para asegurar condiciones aeróbicas. En el caso que los residuos líquidos superen ese valor debe diseñarse el filtro con recirculación.
- b. Cuando se emplee un medio filtrante con "superficie específica alta (high specific surface, M<sup>2</sup>/n<sup>3</sup> = 8,55), debe ser mínima la carga hidráulica para evitar una acumulación excesiva de materia orgánica que inunda el filtro.
- c. El pH de los residuos líquidos debe ser tal que el exceso de acidez o alcalinidad se neutralice en las capas superiores del filtro, este problema se puede obviar diseñando la recirculación del efluente.
- d. El proceso aerobio requiere O<sub>2</sub>, mediante el cual se lleva a cabo la conversión del C (carbono) y del N (nitrógeno). En los primeros pies de profundidad del filtro se efectúa la libe-

# Determinación de las constantes "n" y "K"

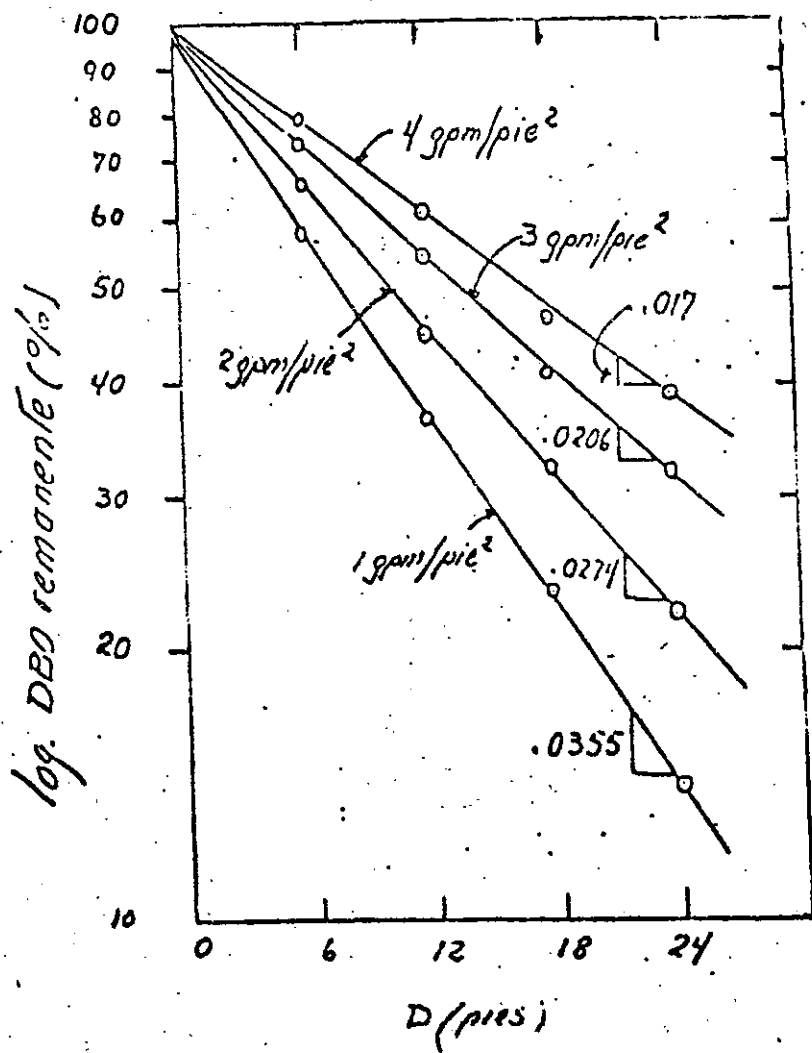


Fig. 1

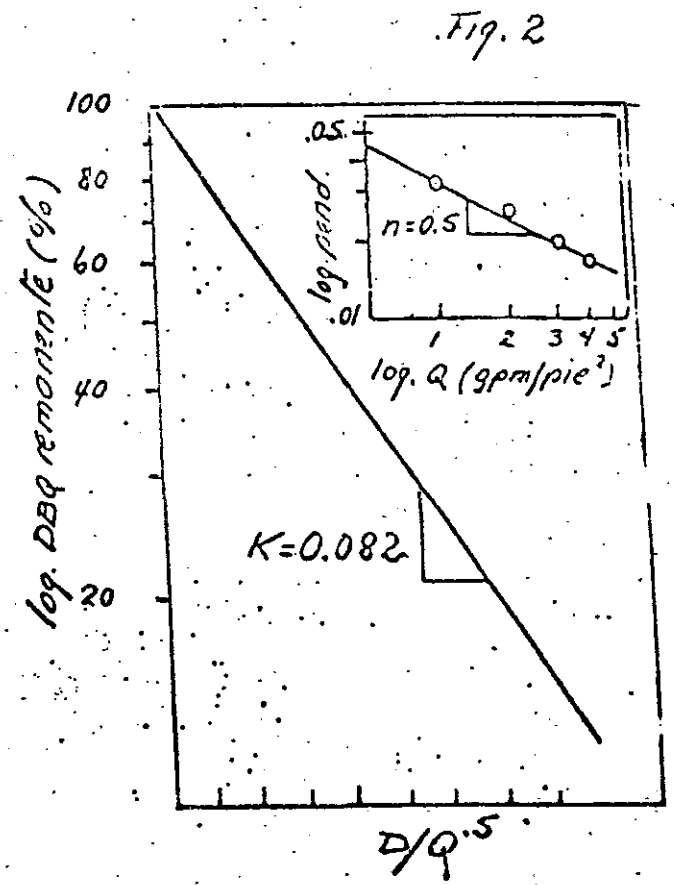


Fig. 3

9

6

371



ración del  $\text{NH}_3$  y en los siguientes la formación de  $\text{NO}_2$  (nitritos) y  $\text{NO}_3$  (nitratos)

e. La selección de la profundidad del filtro depende de la carga orgánica que se aplique, expresada en kilogramos de DBOS por metro cúbico por día, y de la eficiencia deseada en el filtro.

f. Para medios filtrantes constituidos por rocas se emplean profundidades (D) de 1 a 3 metros, cuando el medio es de plástico hasta de 12 metros. El tamaño de la roca puede variar de 5 a 10 cm. de diámetro. Un medio pequeño obtura el filtro y limita la circulación del aire, en cambio, uno grande reduce el área de contacto del líquido con la roca y baja la eficiencia.

g. La temperatura afecta el tratamiento biológico, puede emplearse un coeficiente de corrección.

## 6. CLASIFICACIONES DE LOS FILTROS

Varios autores clasifican los filtros utilizando distintos criterios, como por ejemplo, la capacidad hidráulica expresada en

$\text{m}^3/\text{m}^3/\text{día}$ ; carga orgánica o Kg. de DBOS/ $\text{m}^3/\text{día}$  y la que podría llamarse carga superficial en  $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ .

Ingram, Fair, el Water Pollution Research Laboratory de Inglaterra (WPRL), Genetelli y otros han empleado diferentes valores, algunos de los cuales se indican a continuación:

Ingram: 18.7  $\text{m}^3/\text{m}^3/\text{día}$  para la carga hidráulica y 0.5 Kg/ $\text{m}^3/\text{día}$  para la carga orgánica, habiendo empleado filtros con profundidades de 18 a 24 pies.

Fair: Los clasifica de alta tasa (high rate) para una carga hidráulica de 6.13  $\text{m}^3/\text{m}^3/\text{día}$  y de baja tasa (low rate) de 0.9 a 1.8  $\text{m}^3/\text{m}^3/\text{día}$ .

La Royal Commission de Inglaterra: 0.220 a 0.600  $\text{m}^3/\text{m}^3/\text{día}$  para la carga hidráulica y 0.09 a 0.12 Kg/ $\text{m}^3/\text{día}$  para la carga orgánica.

Genetelli: clasifica los filtros en estandar y de alta tasa. Los primeros de 1.0 a 4.03  $\text{m}^3/\text{m}^3/\text{día}$  para la carga hidráulica y 0.1 a 0.4 Kg/ $\text{m}^3/\text{día}$  en lo que respecta a la carga orgánica. Los de alta tasa con valores de 0.0 a 40.0  $\text{m}^3/\text{m}^3/\text{día}$  y 0.4 a 5.0 Kg/ $\text{m}^3/\text{día}$ , respectivamente.

## 7. ASPECTOS CONSTRUCTIVOS

La forma de los filtros rociadores (FR) dependerá de la forma que tenga el sistema distribuidor. Cuando se emplean boquillas fijas los FR son rectangulares. Si los distribuidores son rotativos tienen forma circular, el espesor de las paredes varía de 20 a 30cm. El sistema rotativo gira a 380 rpm. En algunas oportunidades se han empleado FR sin paredes.

Para mejorar la ventilación se puede utilizar abanicos (ventiladores) que impulsan el aire a velocidad a través de ductos.

## 8. EJERCICIOS

Con el objeto de aplicar la metodología anterior se propone resolver los siguientes ejercicios:

- Un FR tiene un afluente (influyente) de 5 MGD (millones galones día), la DBOS es de 220 mg/l, el efluente tiene una DBOS de 44 mg/l (eficiencia del 80%). La relación del reciclo es de 1.5. La profundidad de 20 pies.

Calcular el volumen del filtro aplicando el método del Consejo Nacional de Investigación (CNI) y el de Schulze modificado.

CNI :

$$\begin{aligned} \text{Volumen} &= 5.2 \text{ acre/pie} \\ &= 226,500 \text{ pies cúbicos} \end{aligned}$$

Método Schulze:

$$\text{Volumen} : 23,500 \text{ pies cúbicos}$$

- Calcular el volumen de un FR que recibe aguas residuales con un gasto de 20 l/seg. y una DBOS de 200 mg/l. Se desea obtener un efluente de 20 mg/l. La profundidad del filtro es de 10 pies. Aplicar el método de Schulze modificado.

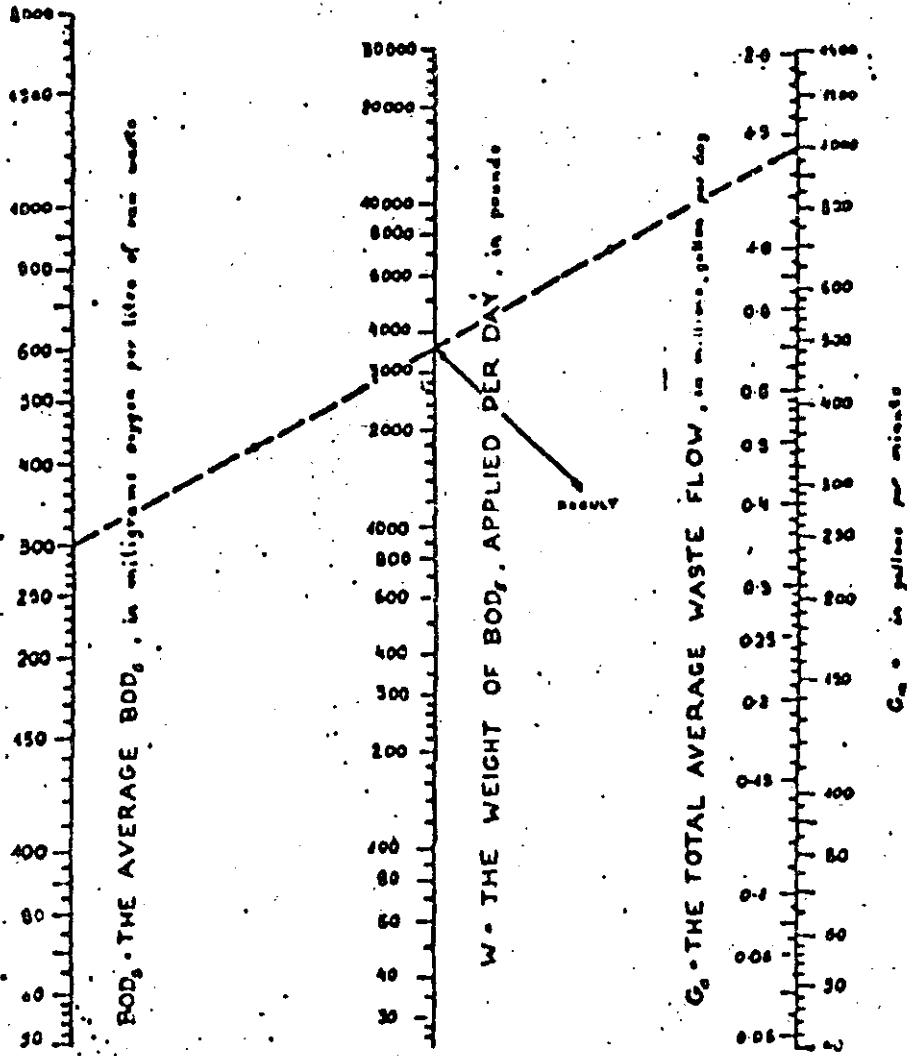
$$Q = 1.49 \text{ MGAD (1.49 millones/galones/acre/día)}$$

$$\text{Volumen} = 3.09 \text{ acre/pie (134,500 pies cúbicos)}$$

- Empleando los casos de los ejemplos propuestos, calcular los valores correspondientes a carga hidráulica expresarla en  $\text{m}^3/\text{m}^3/\text{día}$ , carga orgánica en  $\text{Kg}/\text{m}^3/\text{día}$  y las cargas superficiales en  $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}$ . Hacer los correspondientes comentarios.

NOMOGRAPH  
FOR TRICKLING FILTERS DESIGN

A. THE NRC METHOD - PART I

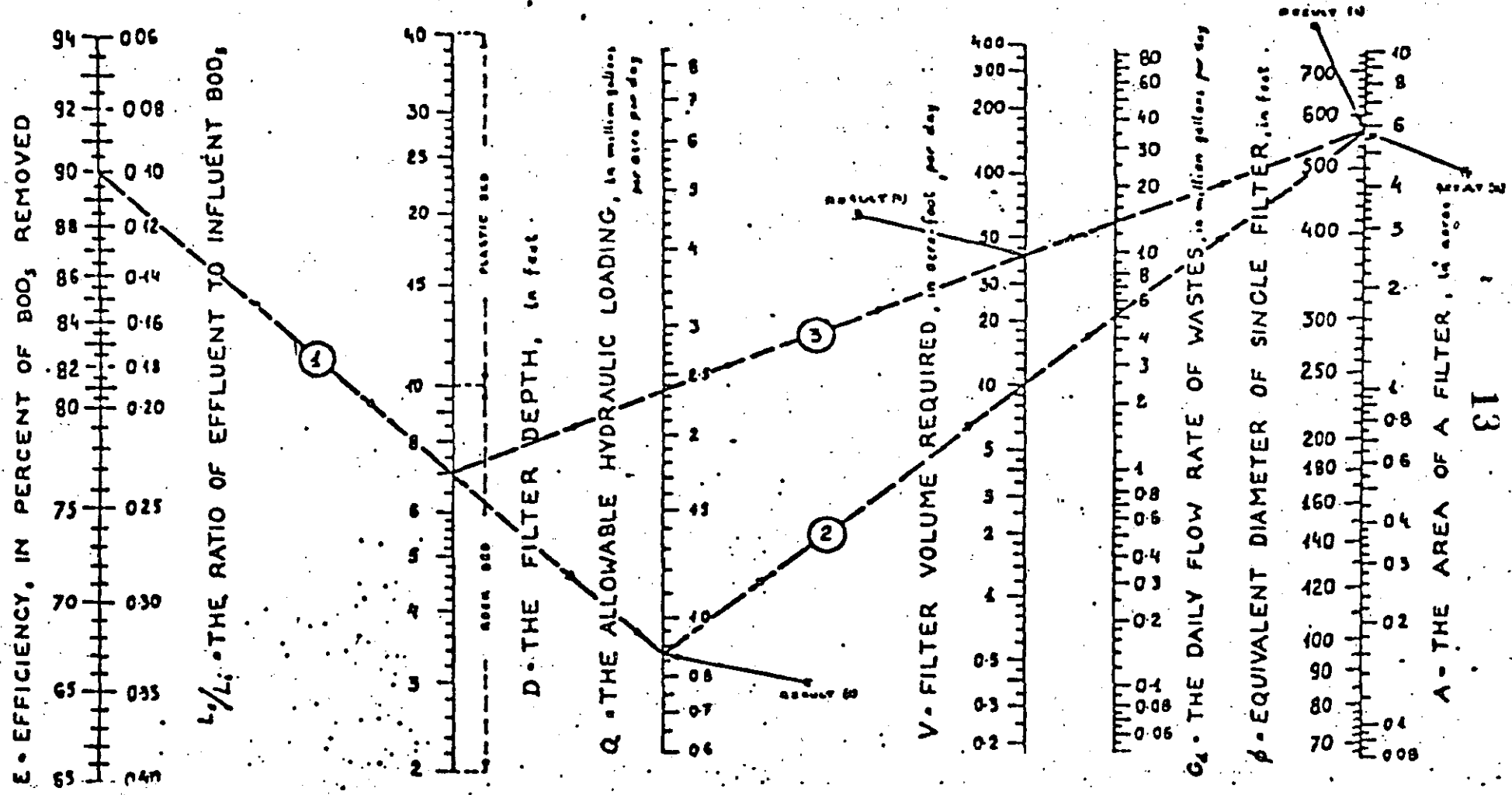


Made by G. A. Davis

# NOMOGRAPH

## FOR TRICKLING FILTERS DESIGN

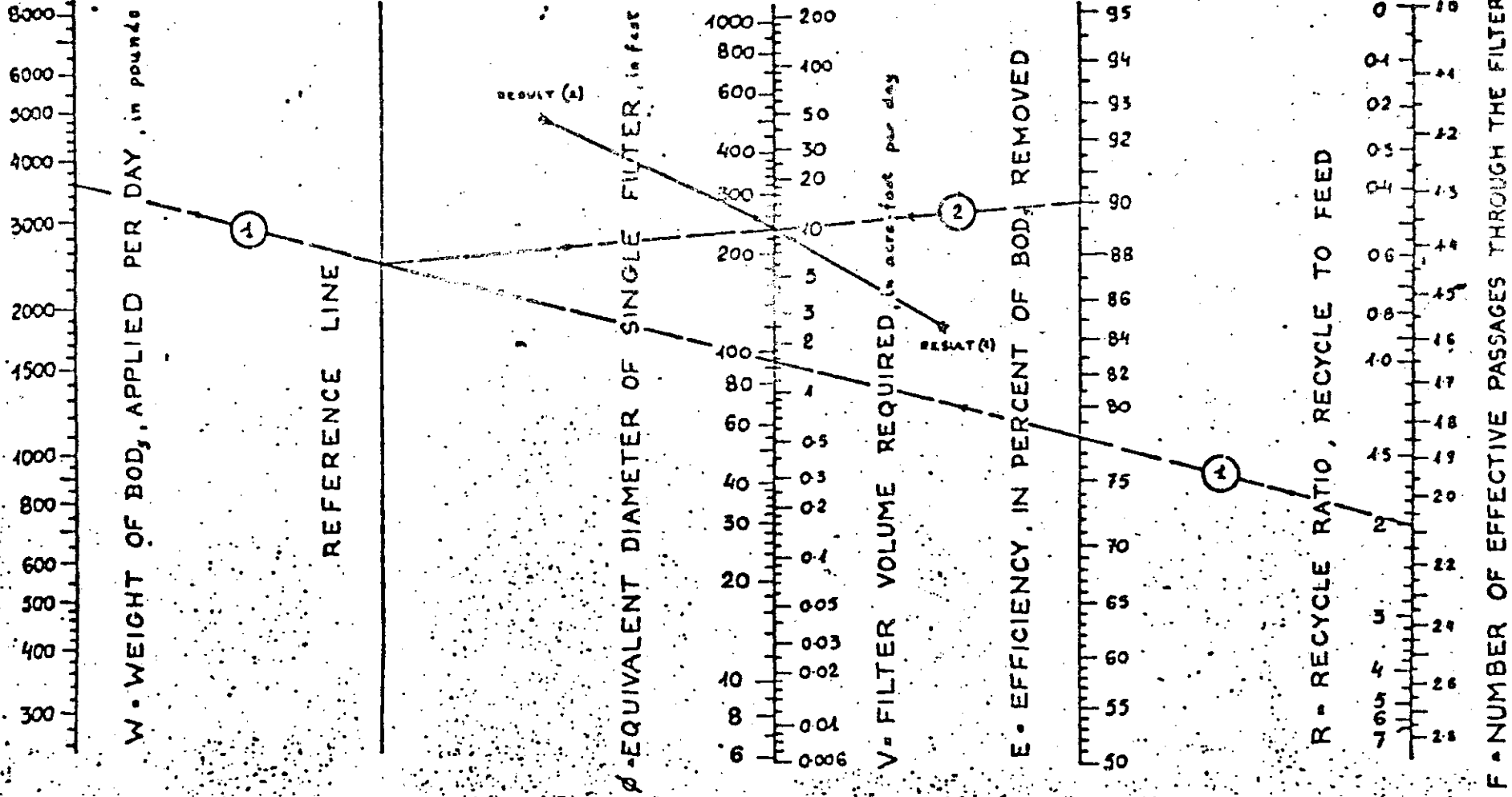
B: THE SCHULZE METHOD



# NOMOGRAPH

## FOR TRICKLING FILTERS DESIGN

### AT THE NRC METHOD - PART II



Made by Eng. S. Foster

APLICACIONES DE LOS FILTROS ROCIADORES

- o INDUSTRIA TEXTIL (Algodón)
- o INDUSTRIA PROCESAMIENTO PIELES (Curtidurías)
- o LAVANDERIAS ( Tintorerías )
- o ENLATADOS: ARVEJAS, TOMATES, -  
FRIJOLES, CEREZAS, CITRICOS, -  
CIDRA, MANZANA (Carga Orgánica Alta)
- o INDUSTRIA LACTEA (Carga Orgánica Alta)
- o INDUSTRIA DE LA CERVEZA
- o EMPACADO DE LA CARNE
- o INDUSTRIA DEL CAFE

APLICACIONES DE LOS FILTROS ROCIADORES

- o INDUSTRIA TEXTIL (Algodón)
- o INDUSTRIA PROCESAMIENTO PIELES (Curtidurías)
- o LAVANDERIAS (Tintorerías)
- o ENLATADOS: ARVEJAS, TOMATES, -  
FRIJOLES, CEREZAS, CITRICOS, CI  
DRA, MANZANA (Carga Orgánica Alta)
- o INDUSTRIA LACTEA (Carga Orgánica Alta)
- o INDUSTRIA DE LA CERVEZA
- o EMPACADO DE LA CARNE
- o INDUSTRIA DEL CAFE

## BIBLIOGRAFIA

WATER QUALITY ENGINEERING FOR PRACTICING ENGINEERS  
W. Wesley Eckenfelder, Jr.

WATER POLLUTION CONTROL. EXPERIMENTAL PROCEDURES FOR  
PROCESS DESIGN.

W. W. Eckendelder- D. L. Ford

INTERNATIONAL POLLUTION CONTROL MAGAZINE

Pilot Issue 1972/Vol. 1, No. 1

PUBLICACIONES DE LA EPA (Environmental Protection Agency).

WASTE TREATMENT PLANTA DESIGN AND OPERATIONAL CONTROL  
World Health Organization.

Tipo de Proceso Principal	NUMERO DE INSTALACIONES				Porcentaje Relativo
	Municipales	Industriales	Fraccionamientos Hoteles y Clubs de Golf	Total	
Lodos Activados	18	21	9	48	16.8
Lagunas Biológicas	46	28	5	79	27.7
Zanjas de Oxidación	1	1	2	4	1.4
Filtros Percoladores o Rociadores	3	1	3	7	2.5
Sedimentadores Primarios	2	66	-	68	23.9
Tanques Imhoff	17	1	3	21	7.4
Emisores Submarinos	2	1	-	3	1.0
Separadores API	-	11	-	11	3.9
Tratamiento Químico	-	30	-	30	10.5
Otros Procesos no identificados	3	3	8	14	4.9
<b>T o t a l</b>	<b>92</b>	<b>163</b>	<b>30</b>	<b>285</b>	<b>100.0%</b>
<b>Porcentaje Relativo</b>	<b>32.3%</b>	<b>57.2%</b>	<b>10.5%</b>	<b>100.0%</b>	

Fuente: Varias

Elaborado: DEPFI-UNAM, Junio, 1982

SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES  
CONSTRUIDOS EN MEXICO



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

NEUTRALIZACION

DR. UBALDO BONILLA DOMÍNGUEZ

NOVIEMBRE, 1985.



## 1. Introducción

Se denomina "acidez" de una solución acuosa a su capacidad para ceder iones de hidrógeno; al concepto inverso, es decir a la capacidad de una solución para aceptar iones de hidrógeno se le denomina "alcalinidad o basicidad".

Por otro lado, la intensidad de la acidez o basicidad de una solución se mide convenientemente en función de la concentración de los iones de hidrógeno en el seno del líquido. Así, el "potencial hidrógeno" se define como el logaritmo de base 10 de la inversa de la concentración de iones de hidrógeno

$$\text{pH} = - \log |\text{H}^+| \quad (1)$$

Se consideran neutras las soluciones con pH 7, alcalinas las que muestran  $\text{pH} > 7$ , y ácidas las tienen  $\text{pH} < 7$ .

El término "alcalinidad total" se refiere a la cantidad total de ácido que debe agregarse a una muestra de solución para bajar su pH hasta 4.5, y el "término "acidez total", a la cantidad de base requerida para elevar el pH de la muestra hasta 8.3. Ambos son términos de capacidad, y pueden expresarse convenientemente en mg/l como  $\text{CaCO}_3$ .

Las aguas residuales procedentes de un gran número de industrias son alcalinas o ácidas. Entre estas industrias destacan las de productos químicos, las de pulpa y papel, las metalúrgicas, las de galvanoplastia, las textiles, la hule-ra, las de carbón mineral, las de películas fotográficas, las embotelladoras de refrescos, artículos de cuero, y enlatadoras.

1

Los desechos ácidos o alcalinos ocasionan daños a los cuerpos de agua receptores, produciendo, según su concentración reducción o muerte de la vida acuática. Se considera que el rango de pH para que exista actividad vital efectiva en las aguas es de 6.5 a 8.5, por tanto, se recomienda que los desechos fuera de estos límites se sujeten a la neutralización antes de ser descargados(1), lo cual debe estar de acuerdo obviamente con las características de la corriente receptora y los reglamentos en vigor.

## 2. Métodos de neutralización

Al presente existen diversos métodos aceptables desde el punto de vista económico para efectuar la neutralización de las aguas residuales que lo requieren. Los más usuales son:

a) mezclado de aguas residuales ácidas y alcalinas. Los desechos pueden proceder de la misma o diversas industrias, mezclándose para obtener un pH lo más cercano posible a 7.

Este método requiere de capacidad suficiente de almacenamiento y homogeización para absorber las variaciones en las concentraciones de los desechos.

Si este método es aplicado debe tenerse cuidado en el control de la producción de compuestos tóxicos.

Aguas ácidas:

b) paso de las aguas residuales por mantos de piedra caliza. En este procedimiento, se usa generalmente flujo ascendente, lo grandose con ello arrastrar a la mayor parte de los productos

de la reacción antes de que se precipiten sobre la caliza. La carga recomendada máxima es de  $140 \text{ l/min-m}^2$ , para obtener tiempos de contacto suficientes para que se efectúe la reacción. Se recomienda limitar la concentración de ácido en el agua residual al 5% para evitar la obstrucción de la superficie caliza debido a precipitados. Para evitar la formación de capas no reactivas de sulfato de calcio sobre la caliza, la concentración de ácido sulfúrico debe ser menor a 0.6% y la carga mayor a  $35 \text{ l/min-m}^2$ . Debe considerarse que los metales disueltos tienden a precipitarse como hidróxidos obstruyendo la superficie de la piedra caliza.

c) adición de lechada de cal a desechos ácidos. Este método resulta más efectivo que el anterior en el tratamiento de desechos ácidos. Se usa normalmente en tratamiento continuo, de modo que los productos de la reacción, que quedan en solución, son arrastrados con el efluente.

No obstante las dificultades de dosificación de la cal hidratada, su empleo es muy conveniente cuando se trata de volúmenes relativamente pequeños de desechos. Como el contenido magnésico de la cal es más reactivo en aguas fuertemente ácidas, el tipo de cal que se use influirá en el grado de neutralización obtenido. Los resultados son generalmente eficientes cuando el pH del agua por tratar es menor de 4.2.

d) adición de NaOH o  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . Estos compuestos son agentes neutralizadores más potentes que la cal o la piedra caliza, sin embargo su alto costo influye generalmente en forma negativa en

2.

la selección de este proceso. Su aplicación tiene como ventaja el que los productos de la reacción son solubles y no incrementan la dureza de las aguas receptoras. Por tanto, este método se usa para tratar pequeños volúmenes de desechos.

Aguas alcalinas:

e) Adición de  $\text{CO}_2$ . La adición de  $\text{CO}_2$  a aguas residuales alcalinas puede ser de diversas formas, a saber

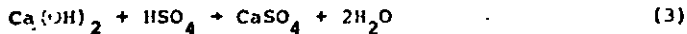
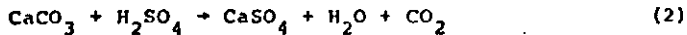
- difusión de gases provenientes de chimeneas de calderas
- inyección de  $\text{CO}_2$  comprimido
- combustión sumergida

En el primer caso se aprovecha el contenido de  $\text{CO}_2$  de los exhaustos de las calderas (aproximadamente 14%). Para ello, los gases se filtran para remover azufre y partículas, aplicándose posteriormente al agua mediante difusores. Si las aguas residuales tienen altos contenidos de azufre, puede formarse ácido sulfídrico, que debe controlarse para evitar condiciones desagradables.

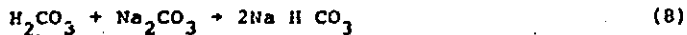
El  $\text{CO}_2$  comprimido comercial tiene ventajas sobre el  $\text{CO}_2$  procedente de procesos de combustión en calderas, sobre todo en lo que se refiere a su pureza y sencillez para su aplicación. Por otro lado, su costo resulta alto, sobre todo cuando se trata de grandes volúmenes por tratar.

El método de combustión sumergida ha sido usado en forma experimental, siendo necesario realizar investigaciones amplias para determinar si puede o no ser usado como proceso normal de neutralización.

f) Adición de ácido sulfúrico. Este método se usa para neutralizar pequeños volúmenes de aguas residuales, debido al alto costo de este reactivo. Como desventaja se señala además, la dificultad y peligro en su manejo. Las reacciones típicas de neutralización de la acidez, que se efectúan en los procesos descritos en el capítulo anterior, son las siguientes:



Las reacciones típicas de neutralización de la alcalinidad son:



### 3. Diseño de lechos de caliza

Al proceder al diseño de una instalación de neutralización mediante el uso de piedra caliza, se debe determinar experimentalmente la profundidad del lecho, en función de las características del influente y del reactante. Los experimentos se efectúan en columnas de filtración de 4 a 6 in. de diámetro, dispuestas como se muestra en la figura 1.

a- La caliza triturada (1 a 2 in de diámetro), previamente lavada, se coloca en sendas columnas para tener profundi

3

- b- Se alimenta agua residual a las columnas en la forma ascendente o descendente, según se piense hacer en la realidad. El gasto por unidad de sección recta (carga superficial), se varía entre 50 y 1000 gal/hora/ft<sup>2</sup> (0.030 a 0.60 l/min/m<sup>2</sup>).
- c- Se mide el pH del efluente de cada columna hasta que este se estabilice.
- d- Después de cada prueba se remueve la caliza de cada columna, y se registra el peso utilizado.

Los resultados del experimento permiten dibujar una gráfica que representa el valor del pH efluente en función de la carga superficial y la profundidad del lecho. Esta gráfica (figura 2), constituye el principal elemento de diseño, el cual puede realizarse como sigue:

- a- Para el pH deseado en el efluente, se determina, usando la gráfica de diseño, las cargas superficiales que corresponden a cada profundidad de lecho.
- b- Se calcula el área necesaria de lecho de neutralización, en función del gasto real, para cada carga superficial determinada en el paso anterior (área igual a gasto entre carga superficial).
- c- Se calcula el volumen requerido de caliza para cada profundidad de lecho.
- d- Se determina el gasto por unidad de volumen de caliza, para cada una de las profundidades consideradas.
- e- La profundidad óptima se determina graficando los gastos

por unidad de volumen de caliza, contra las profundidades correspondientes; el máximo gasto unitario corresponde a la profundidad óptima (figura 3).

- f- Se grafica el volumen o peso de caliza requerido por cada 1000 gal. de agua residual contra el pH del efluente, para la profundidad óptima. Esta gráfica (figura 4) puede usarse para determinar las cantidades de pH en el efluente, diferentes al originalmente deseado.

#### Ejemplo:

Los desechos líquidos de cierta industria tienen una concentración 0.10 N de  $H_2SO_4$ . Si el gasto por tratar es de 50 gal/min, y el pH final debe ser de 6.0, determinar a) la profundidad más económica del filtro, b) los volúmenes de caliza que debe tener el lecho, si el pH final se varía, y c) la cantidad de caliza consumida por día, para pH 6 efluente.

a- La figura 2 corresponde a las condiciones del problema y a lechos de calcita magnésica calcinada. Entrando en las ordenadas con pH 6, en las abscisas se leen las cargas superficiales correspondientes a 0.5 ft, 1 ft, 3 ft, etc. de profundidad de lecho. Estos resultados aparecen en la columna 2 de la tabla 1. El área de lecho respectiva, columna 3, se obtiene dividiendo el gasto (0.50 gal/min = 3000 gal/hr), entre la carga superficial (3000/65 = 46; 3000/3000/250 = 12, etc.).

El volumen de caliza, columna 4, se obtiene multiplicando el área de lecho por la profundidad (46x0.5=23, 12x1=12, etc.).

4

El gasto por volumen unitario, columna 5, es el gasto (3000 gal/hr) entre el volumen de caliza (3000/23 = 130, etc.).

Graficando las profundidades contra los gastos por volumen unitario, se obtiene la curva de la figura 3, donde se observa que la profundidad óptima es 3 ft.

b- Considerando un lecho de 3ft de profundidad, en la figura 2 se leen los valores carga superficial correspondientes a pH 5, 6, 7, etc. Tales valores aparecen en la columna 2 de la tabla 2.

Las cargas superficiales divididas por la profundidad del lecho (3 ft), resultan en los gastos por volumen unitario de caliza, columna 3, (3000/3 = 1000, etc.).

Los volúmenes de lecho de caliza, por cada 1000 galones por hora de desechos tratados, columna 4, se obtiene multiplicando los inversos de la columna 3, por 1000.

c- Como la concentración ácida de los desechos es 0.1 N y el gasto es 3000 gal/hr, el peso de ácido neutralizado será:

$$3000 \frac{\text{gal}}{\text{hr}} \times 0.1N \times \frac{49g}{N l} \times \frac{1b}{453g} \times 3.785 \frac{1}{\text{gal}} \times \frac{24 \text{ hr}}{\text{día}} = 2950 \frac{\text{lb}}{\text{día}}$$

Si se supone que la caliza usada tiene una reactividad del 60% el consumo de caliza será

$$2950 \times \frac{50}{49} \times \frac{1}{0.60} = 5017 \frac{\text{lb}}{\text{día}}$$

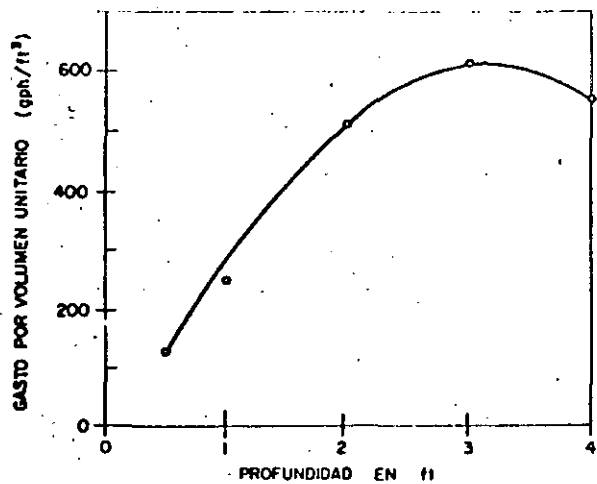


Fig. 3- DETERMINACION DE LA PROFUNDIDAD OPTIMA DEL LECHO DE CALIZA.

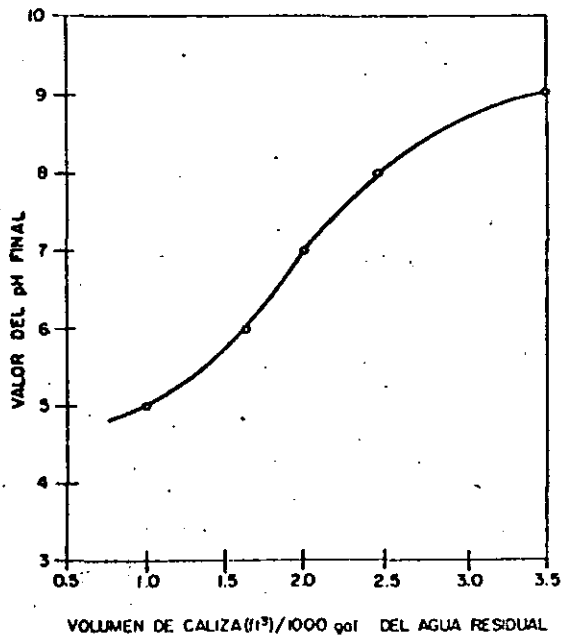


Fig. 4- CANTIDAD NECESARIA DE CALIZA POR VOLUMEN UNITARIO DE AGUA RESIDUAL, EN FUNCION DEL pH FINAL PARA UNA PROFUNDIDAD DE LECHO DE 3 ft.

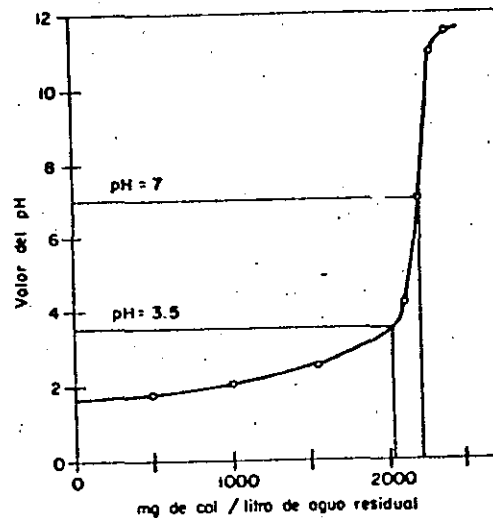


Fig. 5- CURVA DE NEUTRALIZACION.

4. Diseño de sistemas de neutralización a base de lechada de cal.

Para determinar las propiedades neutralizantes de la cal que se vaya a usar en un proceso, se realizan pruebas de laboratorio que consisten en:

TABLA 1

Cálculo del gasto por volumen unitario de reactante en lechos de caliza

Profundidad ft	Carga superficial gal/hr-ft <sup>2</sup>	Área, ft <sup>2</sup>	Volumen de caliza ft <sup>3</sup>	Gasto por volumen unitario gal/hr-ft <sup>3</sup>
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
0.5	65	46	23	130
1	250	12	12	250
2	1040	2.9	5.8	520
3	1800	1.67	5.0	600
4	2100	1.42	5.7	525

TABLA 2

Cálculo del volumen necesario de caliza por 1000 galones de agua residual tratada

pH	Carga superficial gal/hr-ft <sup>2</sup>	Gasto por volumen unitario gal/hr-ft <sup>3</sup>	Volumen de caliza por 1000 gal/hr de desechos ft <sup>3</sup>
(1)	(2)	(3)	(4)
5	3000	1000	1.00
6	1850	617	1.63
7	1500	500	2.00
8	1220	407	2.46
9	860	287	3.50

- 6
- Tomar una muestra de la cal que se vaya a usar en el proceso, y preparar una suspensión con concentración tal que permita ser manejada convenientemente por el equipo de que pueda disponerse en la instalación real.
  - Agregar pequeños incrementos medidos de suspensión a 500 ml de muestra de agua residual, agitar, y medir el pH después de cada dosificación, hasta que el pH se estabilice. Registrar el pH de estabilización, y proseguir agregando suspensión de cal hasta que se alcance pH 10

Con los resultados del experimento se puede dibujar una curva similar a la que aparece en la figura 5, graficando los miligramos de cal por litro de muestra, gastados para obtener un cierto pH, contra los valores de pH respectivos.

Para determinar el tiempo en que se completa la reacción:

- Se usó la gráfica obtenida anteriormente, para determinar la cantidad de cal que debe agregarse a una muestra de 500 ml para obtener el pH deseado.
- La cantidad de cal así determinada se agrega a la muestra, se agita continuamente, y se mide el tiempo en que se estabiliza el pH. Este dato representa el tiempo de mezclado necesario.

La potencia requerida en el mezclador se calcula con la siguiente fórmula:

la fórmula:

$$P = \frac{k}{q} p n^3 D^5 \quad (9)$$

donde:

P, potencia, ft-lb/sec.

k, coeficiente de mezclado

p, peso unitario de la mezcla, lb/ft<sup>3</sup>

n, velocidad angular, r.p.s.

D, diámetro del impelente, ft.

Ejemplo:

El gasto de desechos líquidos de una cierta instalación industrial es de 6 l/sec. Mediante pruebas de laboratorio se encontraron los resultados mostrados en la figura 5. Se desea neutralizar los desechos hasta alcanzar pH 7; determinar: a) la cantidad de cal consumida, b) el volumen del tanque de reacción, si el tiempo de contacto es de 5 min, y c) la potencia necesaria en el impelente del mezclador.

( $K = 0.4$ ;  $D = 2.5$  ft;  $p = 69.5$  lb/ft<sup>3</sup>;  $n = 4$  rps.)

a) En la figura 5 se lee que para pH 7 se requieren 2250 mg de cal para tratar un l de agua residual, por tanto, para tratar 6 l/sec. se requerirán:

$$6 \frac{1}{\text{sec}} \times 2250 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \times \frac{\text{Kg}}{10^{-6} \text{mg}} \times \frac{86\,400 \text{ sec}}{\text{día}} = 1166 \frac{\text{Kg}}{\text{día}}$$

b) El volumen del tanque de mezclado se obtiene multiplicando el gasto por el tiempo de mezclado:

$$6 \frac{\text{lt}}{\text{sec}} \times 5 \text{ min} \times \frac{60 \text{ sec}}{\text{min}} = 1800 \text{ lt.}$$

c) La potencia en el impelente del mezclador se obtiene aplicando la fórmula 9.

$$P = \frac{0.4}{32.2} (69.5) (4)^3 (2.5)^5 \frac{\text{sec}^2 \text{ lb}}{\text{ft ft}^3 \text{ sec}^3} \frac{1 \text{ ft}^5}{550 \text{ ft-lb}} \text{ sec HP}$$

$$P = 9.75 \text{ H. P.}$$

7

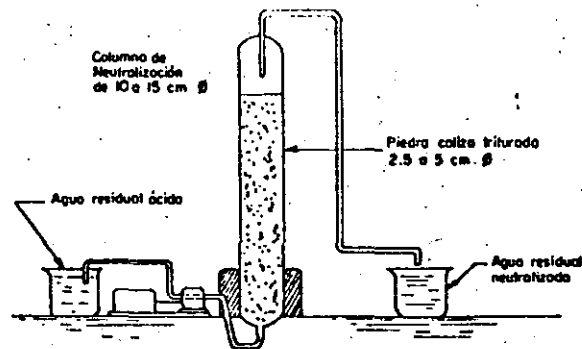


Fig. 1- COLUMNAS DE NEUTRALIZACION CON PIEDRA CALIZA.

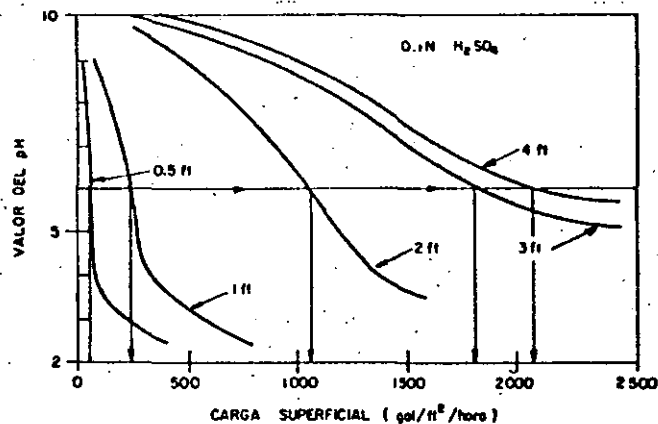


Fig. 2- RELACION ENTRE EL pH Y LA CARGA SUPERFICIAL APLICADA.

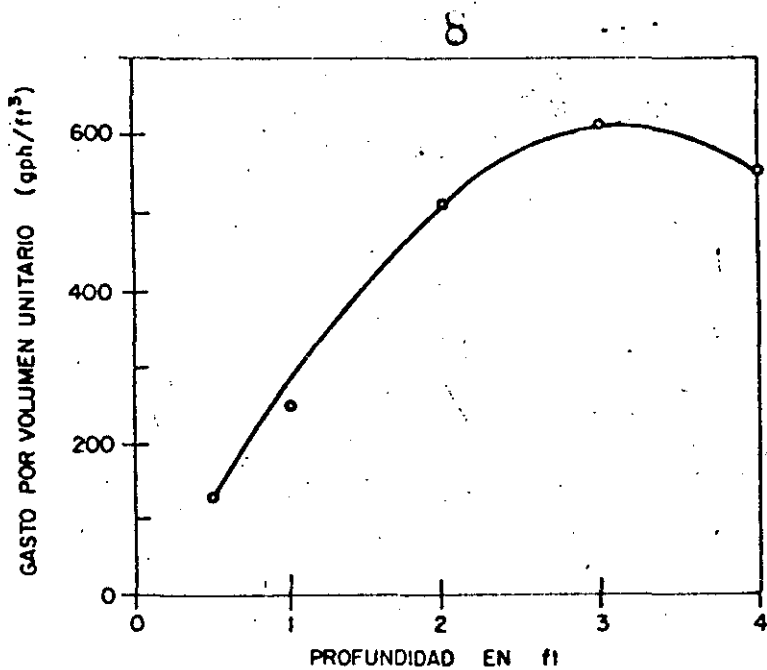


Fig. 3.- DETERMINACION DE LA PROFUNDIDAD OPTIMA DEL LECHO DE CALIZA.

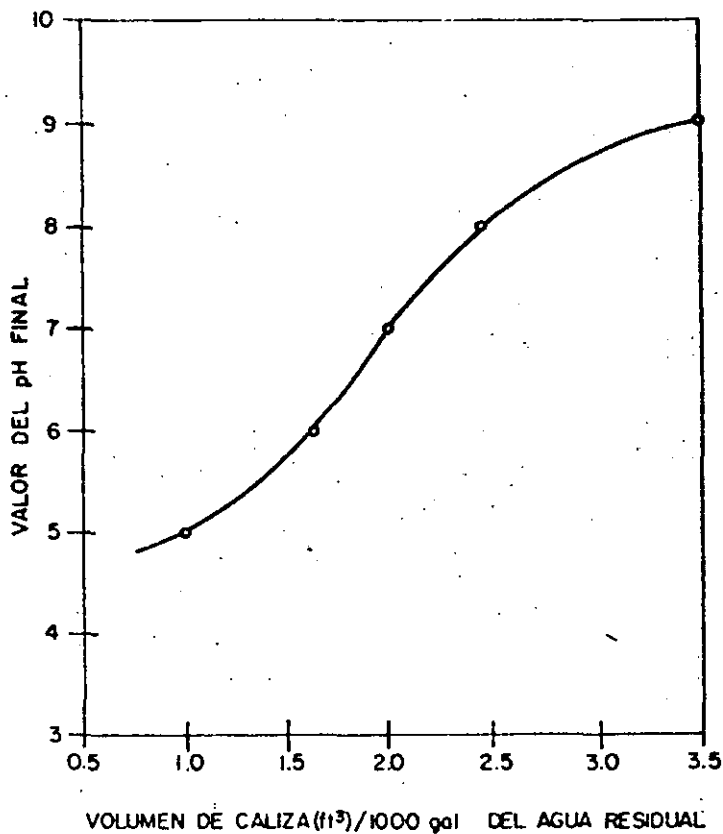


Fig. 4.- CANTIDAD NECESARIA DE CALIZA POR VOLUMEN UNITARIO DE AGUA RESIDUAL, EN FUNCION DEL pH FINAL PARA UNA PROFUNDIDAD DE LECHO DE 3 ft.



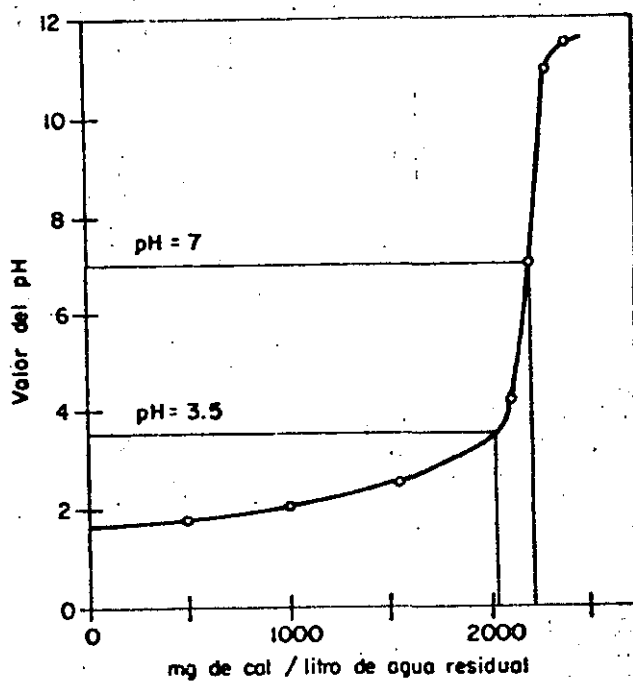


Fig. 5.- CURVA DE NEUTRALIZACION.

10

REDUCCION Y PRECIPITACION DEL CROMO

Dr. Ubaldo Bonilla Domínguez\*

C O N T E N I D O

	No. p.
1. Introducción	1
2. Tratamiento con sulfato ferroso y cal	1
3. Reducción con bióxido de azufre	2
4. Reducción con metabisulfito de sodio	4
5. Control de la reacción ox-red	5
6. Tratamiento discontinuo	6
7. Tratamiento continuo	7
9. Ejemplo	8
9. Determinación de cromo hexavalente	9
10. Figuras	12
11. Bibliografía	15

---

\* Profesor-investigador. Facultad de Ingeniería, UNAM.

REDUCCION Y PRECIPITACION DEL CROMO

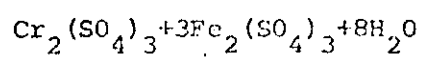
1 Introducción.-

El cromo se encuentra como desecho de las industrias de cromado y proviene sobre todo del proceso de enjuague de los baños de ácido crómico y de los de anodización. En estos baños se encuentra  $CrO_3$  y  $H_2SO_4$ , o bien  $Na_2Cr_2O_7 \cdot 2H_2O$  y  $H_2SO_4$ , en soluciones de pH 5.0 y concentraciones de cromo hexavalente de unas 20000 ppm; la acidez de las aguas de desecho es proporcional a la concentración del cromo presente.

El cromo se presenta también como desecho en la industria del acero, en donde se usa para fabricar planchas de blindaje y acero inoxidable.

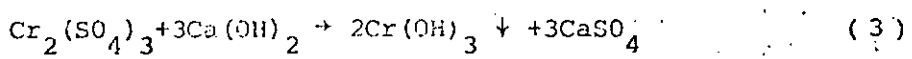
2 Tratamiento con sulfato ferroso y cal.-

El sulfato ferroso reacciona con el cromo hexavalente, oxidándose a sulfato férrico; al reducir el cromo al estado trivalente en caso que se presente  $CrO_3$ , se efectúan las siguientes reacciones

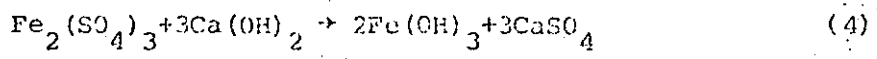


La reacción ocurre rápidamente a pH 3; en consecuencia, es necesario el control del pH mediante la adición de ácido.

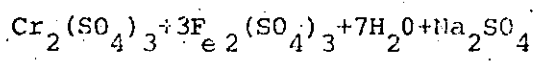
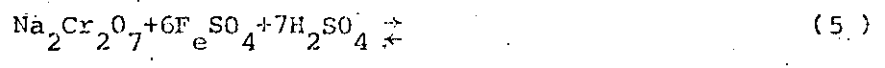
La precipitación del  $Cr_2(SO_4)_3$ , se efectúa mediante la adición de cal



La cal reacciona también con el sulfato férrico de la reacción 2 para producir hidróxido férrico que se sedimenta



Cuando se encuentra presente  $\text{Na}_2\text{Cr}_2\text{O}_7 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ , el sulfato ferroso reacciona de acuerdo con la ecuación:



y después se precipitan el sulfato cromoso y el sulfato férrico mediante la adición de cal, según las reacciones 3 y 4.

Las cantidades teóricas de reactivos necesarias para reducir y precipitar - 1 ppm de Cr son:

Reactivo	ppm
$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	16.03
$\text{H}_2\text{SO}_4$	6.01
Cal (90%)	9.48

Las cantidades de lodos producidos son:

Lodo	ppm	por cada ppm de
$\text{Fe}(\text{OH})_3$	0.38	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$
$\text{Cr}(\text{OH})_3$	1.98	Cr

Se ha observado que para obtener una reacción completa del cromo, es necesario agregar una dosis excesiva de sulfato ferroso igual a 2 o 5 veces la dosis teórica.

### 3 Reducción con bióxido de azufre.-

La disolución de  $\text{SO}_2$  en agua produce ácido sulfuroso, el cual reacciona con el ácido crómico para producir sulfato dicrómico.



La extensión de la disociación del ácido sulfuroso se representa en la ecuación:

$$1.72 \times 10^{-2} = \frac{(H^+) (HSO_3^-)}{(H_2SO_3)} \quad (8)$$

de manera que a pH > 4.0 existe sólo el 1 % del radical sulfito como H<sub>2</sub>SO<sub>3</sub>, y la reacción procede muy lentamente.

A pH < 2 la reacción es prácticamente instantánea y está de acuerdo con los requerimientos teóricos pero, dependiendo del pH, variará la basicidad de la sal de cromo producida; por ejemplo, a pH 3 se formará 4Cr<sub>4</sub>(OH)<sub>6</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> y a pH 5, Cr(OH)<sub>3</sub> en lugar de Cr<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>. Los tiempos necesarios para completar la reacción, hasta un 99%, de acuerdo con Chamberlain y Day, son como sigue:

pH	1.0	1.5	2.0	3.0	4.0	5.0
min	0.1	0.5	5.0	30.0	60.0	200.0

La precipitación del Cr<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> se efectúa mediante la adición de cal, de acuerdo con la reacción 3.

Las cantidades teóricas para reducir y precipitar 1 ppm de cromo son de --- 1.85 ppm de SO<sub>2</sub> y 2.38 ppm de cal (90%).

El oxígeno presente en las aguas de enjuague, consume ácido sulfuroso para formar ácido sulfúrico; por lo tanto, se requiere agregar un exceso de SO<sub>2</sub> para satisfacer esta demanda. Una dosis de 35 ppm es generalmente suficiente para reducir el Cr<sup>6+</sup> y el oxígeno presente.

A niveles de pH > 3, se produce sulfato básico de cromo en la reacción, y disminuye la cantidad necesaria de cal para la neutralización subsecuente, mientras que a pH de 8.0 a 9.9 la solubilidad del Cr(OH)<sub>3</sub> es prácticamente nula. Los lodos producidos se compactan a 1 o 2% en peso

Los requerimientos de ácido necesario para la reducción del  $Cr^{6+}$  dependen de la acidez de los desechos originales y del pH de la reacción de óxido-reducción. Normalmente, la determinación teórica de la cantidad de ácido requerido es muy difícil, por lo cual usualmente se recurre a titular con ácido estandarizado muestras al pH deseado.

4 Reducción con metabisulfito de sodio.-

Al agregarse al agua, el metabisulfito de sodio se hidroliza para formar bisulfito de sodio:



El bisulfito de sodio se disocia y reacciona con el agua para formar ácido sulfuroso y sosa cáustica



Como la reacción 7 de reducción del cromo con ácido sulfuroso depende del pH de la solución será necesario neutralizar, previamente a la iniciación del proceso de reducción, la sosa cáustica que se formó en la reacción 10;

La reacción total del  $H_2CrO_4$  con el bisulfito de sodio es



Como en el caso de reducción con  $SO_2$ , la rapidez de la reacción depende del pH y la temperatura; se producen sales cromosas de distinta basicidad según el pH de la solución.

La precipitación del  $Cr_2(SO_4)_3$  se realiza como en los casos anteriores.

Las cantidades teóricas de reactivos necesarios para reducir y precipitar una ppm de Cr son:

2.81 ppm de  $Na_2S_2O_5$  (97.5%), 1.52 ppm  $H_2SO_4$ , 2.38 ppm de cal (90%).

## 5 Control de la reacción de óxido-reducción.

Ya que la reducción del cromo se efectúa según una ecuación de óxido-reducción, el proceso se puede controlar mediante la medición del potencial de óxido-reducción al progresar la reacción. El punto en el cual el cromo se encuentra completamente reducido puede ser observado experimentalmente en curvas semejantes a las presentadas en las figs 1 y 2. Debido a que las aguas de desecho pueden contener otros metales además del cromo, el potencial de óxido-reducción en el punto de equivalencia obtenido experimentalmente, no coincidirá con el potencial teórico correspondiente a la reducción del cromo. Por ejemplo, para el sistema cromo-sulfato de fierro a pH2, el potencial teórico es 0.581 volt, contra valores experimentales de 0.537 volt para el mismo sistema; al usar un exceso de agente reductor del 10%, el potencial teórico es 0.529 volt contra un valor experimental de 0.495 volt.

En la fig 3 se muestran los aparatos usados para la determinación en el laboratorio del potencial de óxido-reducción del punto de equivalencia en la reducción del cromo, para lo cual:

- Se toma un litro de muestra y se agrega  $H_2SO_4$  (0.1N) hasta pH2.0+ 0.1, o hasta el pH al cual se quiera efectuar la reacción.
- Se determina el contenido de  $Cr^{6+}$
- Usando  $N_2$  (gas), se purga el oxígeno presente en la muestra, y se calcula la cantidad de agente reductor necesario para reducir todo el  $Cr^{6+}$  presente.
- Se agrega agente reductor en incrementos de 1,5,10,50,90,95,99, 101 y 110% del total calculado para la reducción. Después de cada incremento, se determina el  $Cr^{6+}$  presente y se mide el potencial de óxido-reducción, cuidando de mantener el pH del experimento.
- Se agrega cal hasta elevar el pH a 8.5
- Se flocula por 10 minutos

- Se pasa la muestra a una probeta de un litro y se dibuja una curva de rapidez de sedimentación de lodos para un periodo de una hora.
- Se deja la muestra reposar durante la noche y se mide el nivel final de los lodos.
- Se mide el total de lodos producidos en gramos/litro y se determina su concentración como porcentaje en peso.

6 Tratamiento discontinuo.

Este tipo de tratamiento se usa en plantas de cromado con volúmenes diarios de aguas de desecho menores de 115,000 lt. Se necesitan dos tanques de tratamiento, cada uno con capacidad igual al volumen de desechos producidos en un día. Mientras en uno de los tanques se efectúa el tratamiento, el otro se llena. -- Los tanques están provistos de mezcladores de floculación y alarma de nivel -- superior para evitar el derramamiento de los desechos del tanque. La acumulación de los lodos se efectúa en la parte inferior del tanque, la cual tiene forma de tolva, (Fig 4).

Los lodos pueden ser dispuestos por enterramiento, o bien, llevados a lechos de arena, en donde después de 48 h se obtiene un producto que se maneja con pala. El tratamiento en este caso, de los desechos, se hace con ácido sulfúrico, metabisulfito y cal.

Primero, se determina en el laboratorio el contenido de  $Cr^{6+}$  de los desechos, y luego, en un litro de muestra, se determina la cantidad proporcional de  $H_2SO_4$  que debe ser agregada al tanque para bajar el pH a 2,0.

Del análisis de  $Cr^{6+}$  se determina la cantidad de  $Na_2S_2O_5$  necesaria para reducirlo.

Se agregan ambos reactivos al tanque y se mezcla durante 15 minutos, entonces se determina el  $Cr^{6+}$  residual para que, en caso de que éste exista, se agregue al tanque la cantidad de metabisulfito necesaria, mezclándose nuevamente duran



te 15 minutos. Cuando ya no exista  $\text{Cr}^{6+}$  residual, se titula un lt. de muestra con solución estándar de cal, hasta pH5, y se agrega al tanque la cantidad necesaria proporcional, se flocula durante 15 minutos y se deja sedimentar cuatro horas, después de las cuales se puede disponer de los lodos; las aguas tratadas se descargan en el alcantarillado.

### 7 Tratamiento continuo.

Cuando el volumen diario de desechos excede los 120,000 lt, el tratamiento discontinuo no es posible, porque sería necesario disponer de tanques de gran volumen. Para el tratamiento continuo, se requiere un tanque de acidificación y reducción, un tanque de mezclado para la reacción de la cal, y un tanque de sedimentación. Los tiempos de retención en cada tanque se diseñan de acuerdo con las siguientes especificaciones:

Tanque	Especificación
Reducción	cuatro veces el tiempo teórico al pH trabajado
Floculación	Aproximadamente 20 min
Sedimentación	$< 500 \frac{\text{cal}}{\text{día} \cdot \text{ft}^2}$

Cuando la concentración de  $\text{Cr}^{6+}$  en los desechos varíe durante el día, se debe tener antes del tanque de reducción, un tanque de homogenización de los desechos, para minimizar las fluctuaciones en la alimentación de reactivos a otros tanques (Fig 5).

El tanque de reducción requerirá de instalaciones para control automático de pH y de potenciales de óxido-reducción.

La alimentación de cal deberá regularse mediante un segundo sistema de control de pH.

En los casos en que el tratamiento no haya sido completo, el efluente se lleva a un tanque auxiliar desde el cual se recircula para recibir tratamiento adicional.

nal.

8 Ejemplo.-

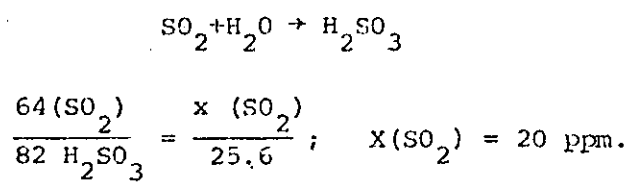
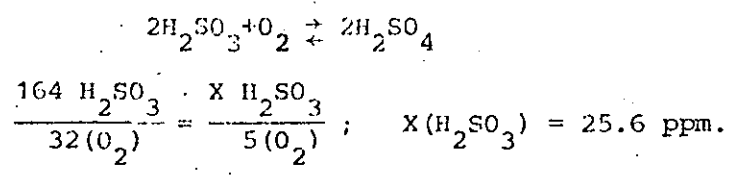
Se desean tratar 30 000  $\frac{\text{gal}}{\text{día}}$  de desechos conteniendo 49  $\frac{\text{mg}}{\text{lt}}$   $\text{Cr}^{6+}$ , 11  $\frac{\text{mg}}{\text{lt}}$   $\text{Cu}^{++}$ , 12  $\frac{\text{mg}}{\text{lt}}$   $\text{Zn}^{++}$ , y 5  $\frac{\text{mg}}{\text{lt}}$   $\text{O}_2$ , con  $\text{SO}_2$ . Para precipitar 1 ppm de  $\text{Cu}^{++}$  o de  $\text{Zn}^{++}$  se requieren 1.3 ppm de cal (90%). Calcule la cantidad de reactivos necesarios y la cantidad de lodo producido si la reacción ocurre a pH5.

a.  $\text{SO}_2$  para reducir  $\text{Cr}^{6+}$

$$1.85 \frac{\frac{\text{mgSO}_2}{1.}}{\frac{\text{mgCr}^{6+}}{1.}} \left( 30\,000 \frac{\text{gal}}{\text{día}} \times 49 \frac{\text{mg}}{\text{lt}} \times 3.785 \frac{\text{lt}}{\text{gal}} \right) =$$

$$= 10300000 \frac{\text{mg}}{\text{día}} = 10.300 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$\text{SO}_2$  para reducir  $\text{O}_2$ ; consideramos la ecuación



Se requieren 20 ppm de  $\text{SO}_2$  para reducir 5 ppm de  $\text{O}_2$  o sea 4ppm de  $\text{SO}_2$  para reducir 1 ppm de  $\text{O}_2$ . Por lo tanto, se requerirán diariamente

$$4(30000 \times 5 \times 3.785) = 2260,000 \frac{\text{mg}}{\text{día}}$$

$$= 2.260 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Total de  $\text{SO}_2$

$\text{Cr}^{6+}$	10.3 kg/día
$\text{O}_2$	2.26
Total	12.56kg/día

b. Cal (90%)

Para precipitar Cr<sup>3+</sup>

$$2.38 (30\ 000 \times 49 \times 3.785) = 13.2 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Para precipitar Cu y Zn

$$1.3 (30000 (11+12) \times 3.785) = 3.40$$

$$\text{total } 16.60 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

c. Lodos

$$\text{Cr(OH)}_3 \quad 1.98 \text{ ppm/ppm Cr}^{6+}$$

$$1.98 (30.000 \times 49 \times 3.785) = 11.0 \text{ kg/día}$$

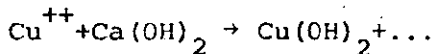
$$\text{Cu(OH)}_2 \text{ y Zn(OH)}_2$$

$$1.54 (30000) \times 23 \times 3.785 = 4.02 \text{ kg/día}$$

---

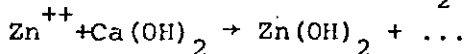
$$\text{Total} = 15.02 \text{ kg/día}$$

ya que:



63.5

$$\frac{63.5 \text{ Cu}^{++}}{97.5 \text{ Cu(OH)}_2} = \frac{1 \text{ ppm Cu}^{++}}{X \text{ Cu(OH)}_2} ; \quad X \text{ Cu(OH)}_2 = 1.54$$



65.38

$$\frac{65.38 \text{ Zn}^{++}}{99.38 \text{ Zn(OH)}_2} = \frac{1 \text{ ppm Zn}^{++}}{X \text{ Zn(OH)}_2} ; \quad X \text{ Zn(OH)}_2 = 1.52$$

si los lodos se concentran al 1.5% en peso, el volumen diario producido será de

$$15.02 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \cdot 0.015 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1 \text{ m}^3/\text{día}$$

NOTA:

Debe agregarse más cal al final del proceso, hasta pH 9.0, ya que algo del Zn y del Cu permanecen en solución bajo este pH.

9. Determinación de cromo hexavalente.

20

Se determina colorimétricamente por reacción con la difenilcarbazida en solución ácida, en ausencia de cantidades interferentes de molibdeno, vanadio y -- mercurio.

a. Aparatos y reactivos

- Filtro de membrana
- Fotómetro con paso de luz mayor de 1cm, con filtro verde de 540 mμ de trans-  
mitancia
- Tubos de Nessler de 100 ml
- Matraces cónicos de 125 ml
- Solución patrón de cromo

Solución madre: pesar exactamente 0.1414 g de  $K_2Cr_2O_7$  ACS, disolver en agua - destilada y pasar cuantitativamente a matraz aforado de 1 lt, diluir al aforo.

1.00 ml = 0.050 mg de Cr

Solución patrón: pipetear 10 ml de sol.madre en matraz aforado de 100 ml, diluir al aforo con agua destilada

1 ml = 0.005 mg de Cr

- Agua redestilada en alambique íntegro de cristal
- Hidróxido de amonio concentrado
- Acido sulfúrico 1+1
- Acido fosfórico al 85 por 100
- Solución de difenilcarbazida

Disolver 0.25 g de 1.5-difenilcarbohidrazida en 50 ml de acetona grado ACS.

Conservar en frasco ámbar. Desechar la solución cuando se decolore.

b. Curva de calibración.

- Pipetear en tubos de Nessler de 100 ml volúmenes de solución patrón de cro-  
mo (0.0050 mg/lt), que varíen de 2.00 a 20.00 ml.
- Agregar a cada tubo 2.5 ml de  $H_2SO_4$  1+1 y diluir a 100 ml.

21

- Agregar a cada tubo 2 ml. de solución de difenilcarbazida, mezclar y dejar reposar por cinco min hasta que se desarrolle íntegramente el color.
- Medir la absorbancia a 540 mμ y trazar la curva de calibración absorbancia-mg de cromo hexavalente.

c Procedimiento.

Las muestras deben contener de 0.01 a 0.10 mg de cromo.

- Filtrar la muestra a través de un filtro de membrana y recibir en matraz cónico de 125 ml
- Ajustar la solución hasta que sea ácida al papel tornasol agregando  $\text{NH}_4\text{OH}$  y  $\text{H}_2\text{SO}_4$  según se requiera
- Agregar 1 ml de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  en exceso y 0.3 ml de  $\text{H}_3\text{PO}_4$
- Se pasa a matraz aforado de 100 ml y se diluye
- Se agregan 2 ml de sol. de difenilcarbazida, se mezcla y se deja reposar cinco min.
- Al término del proceso, se determina el cromo hexavalente pasando una porción apropiada a una celda de absorción de 1 cm, y se mide su absorbancia a 540 m μ. Si se tiene color o turbiedad, se balancea con un testigo de muestra filtrada que contenga la misma cantidad de ácido que la muestra.

4. Cálculo

$$\text{mg/lit de Cr} = \text{mg de Cr} \frac{1\ 000}{\text{ml. de muestra}}$$

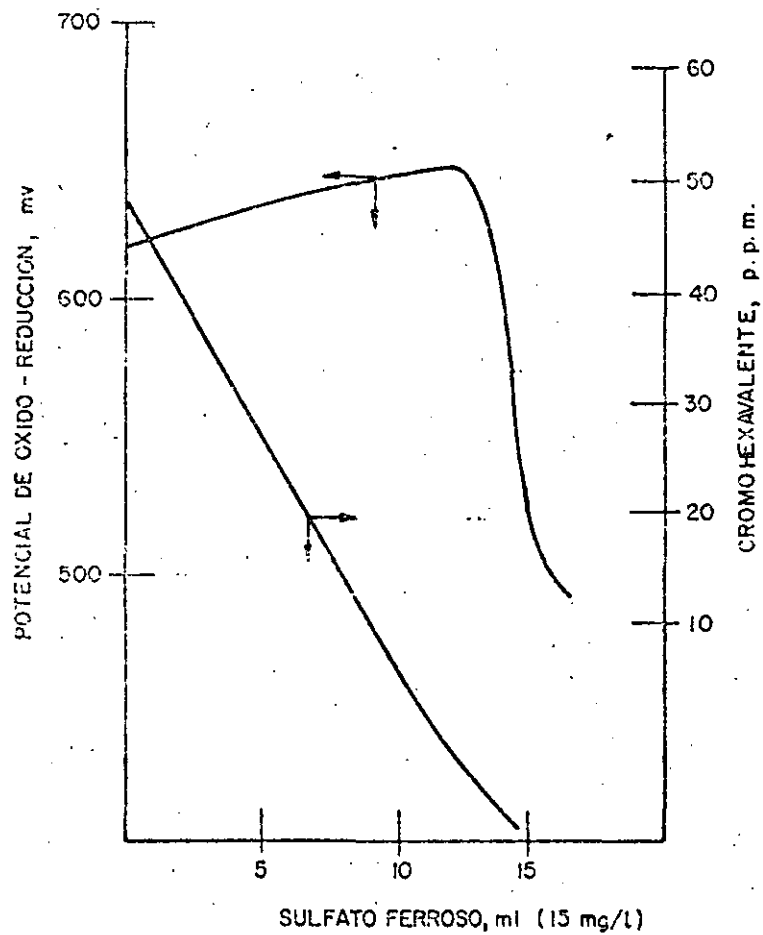


Fig. 1.- RELACION ENTRE LA REDUCCION DE  $Cr^{6+}$  CON  $FeSO_4$  Y EL POTENCIAL DE OXIDO - REDUCCION.

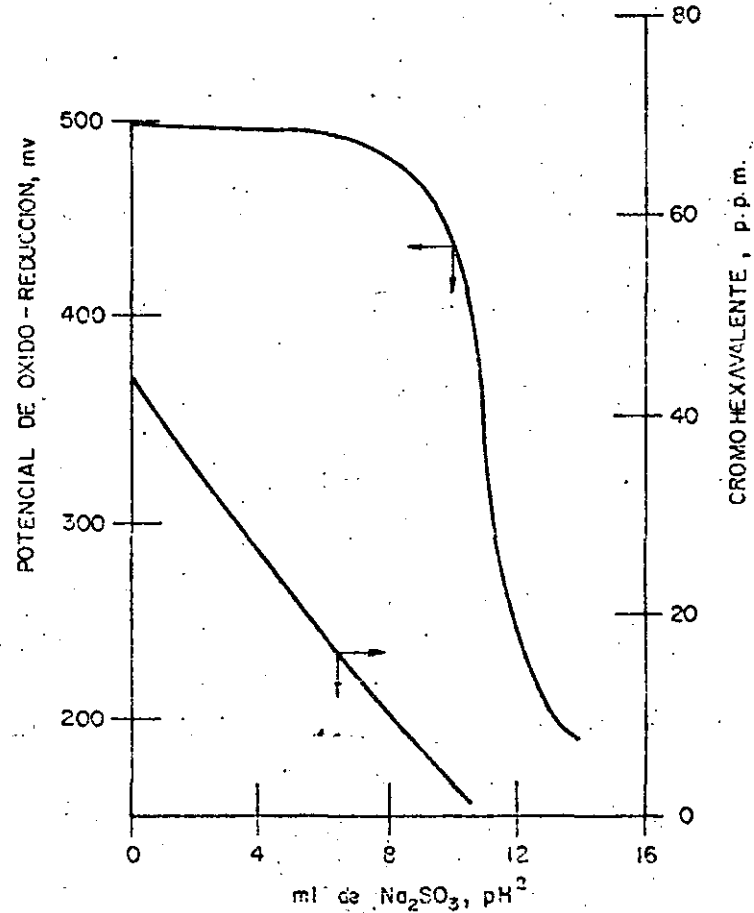


Fig. 2.- RELACION ENTRE LA REDUCCION DE CROMO CON  $Na_2SO_3$  Y EL POTENCIAL DE OXIDO - REDUCCION.

22

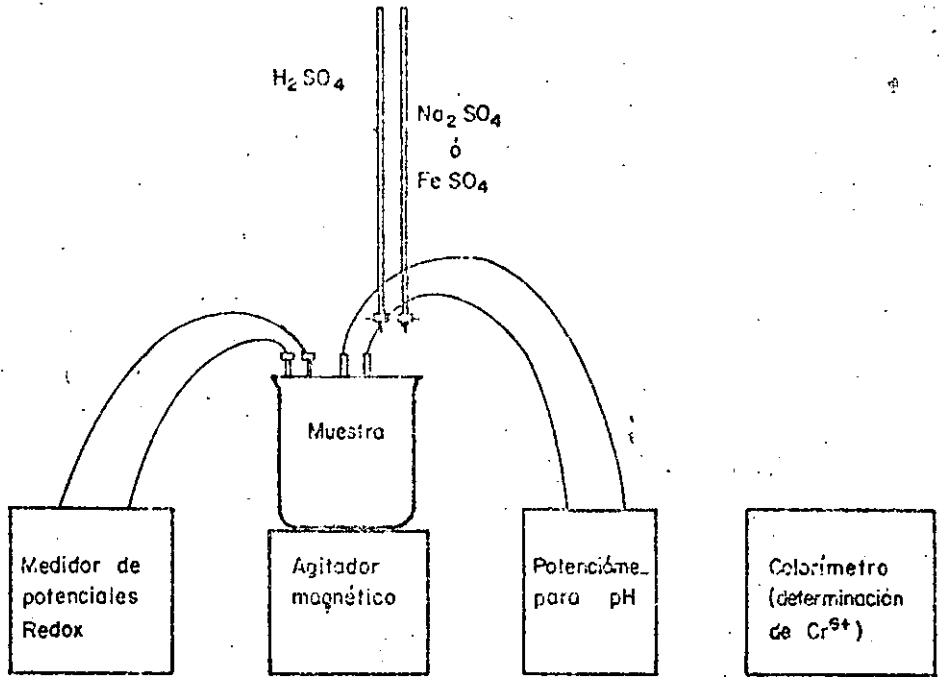


Fig. 3.- CONJUNTO DE APARATOS PARA EL CONTROL DE LA REACCION DE REDUCCION DE CROMO HEXAVALENTE.

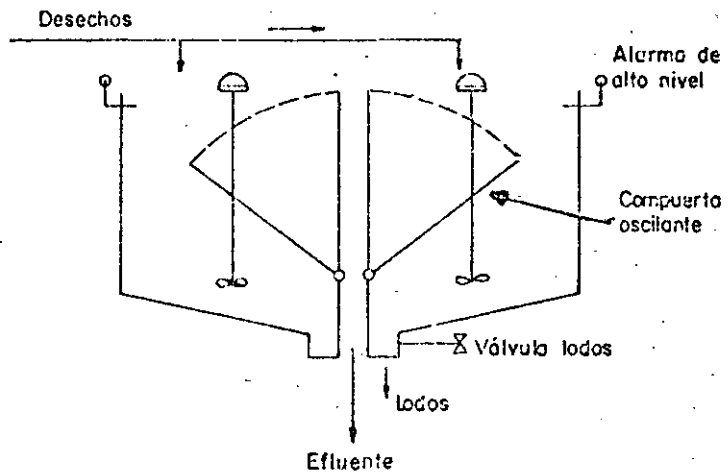


Fig. 4.- TRATAMIENTO DISCONTINUO DE CROMO HEXAVALENTE.

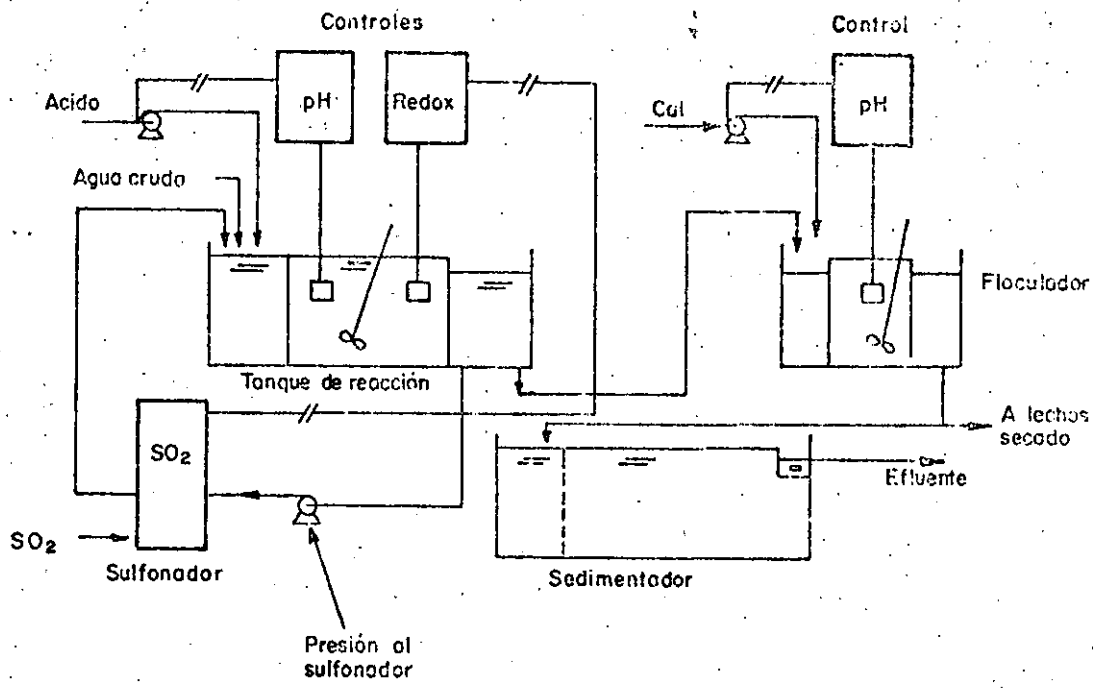


Fig. 5 - TRATAMIENTO CONTINUO DE CROMO HEXAVALENTE.



25

11. BIBLIOGRAFIA

- Sawyer Cl. N., "Chemistry for Sanitary Engineers". Mc Graw Hill, 1977
- Fair G. M., Geyer Ch., Okun D. A., "Water and Waste Water Engineering". John Wiley and Sons, 1968
- Standard Methods for the Examination of Water and Waste Water", APHA, AWWA, WPC, 1971



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y RESISOS

LEYES Y REGLAMENTOS, LEY FEDERAL PARA PREVENIR Y CONTROLAR LA CONTA-  
MINACION AMBIENTAL, REGLAMENTO PARA LA PREVENCION Y CONTROL  
DE LA CONTAMINACION DE AGUAS

M. EN I. ENRIQUE GASTELUM R.

NOVIEMBRE, 1985.

## CONTENIDO.

- 1.- OBJETIVO.
- 2.- RESUMEN.
- 3.- INTRODUCCION.
- 4.- LA LEGISLACION EN MEXICO PARA PREVENIR Y CONTROLAR LA CONTAMINACION DEL AGUA.
- 5.- OBLIGACIONES QUE ESTABLECE LA LEGISLACION A LOS RESPONSABLES DE DESCARGA.
  - 5.1. Permiso para descargar aguas residuales.
  - 5.2. Registro de descarga de aguas residuales.
  - 5.3. Parámetros máximos tolerables.
  - 5.4. Opción de pago de cuotas.
  - 5.5. Informe preliminar de ingeniería.
  - 5.6. Condiciones particulares de descarga.
  - 5.7. No arrojar, ni depositar desechos.
- 6.- VIGILANCIA E INSPECCION.
  - 6.1. Acta de inspección.
  - 6.2. Notificación de infracciones.
  - 6.3. Resolución de sanciones.
  - 6.4. Recurso administrativo de inconformidad.

7.- SANCIONES.

8.- ANEXOS.

9.- REFERENCIAS.

1.- OBJETIVO.

Podemos decir que el objetivo de la legislación en México para Prevenir y Controlar la Contaminación del Agua, es el de preservar los recursos hidráulicos del país en condiciones óptimas para los usos actuales y futuros que el desarrollo de esta demanda.

Por tal motivo, el Ejecutivo Federal declaró de interés público la prevención y el control de la contaminación, y el mejoramiento, conservación y restauración del medio ambiente.

2.- RESUMEN.

En México la distribución del agua a lo largo de su territorio, es sumamente inadecuado.

Esta situación junto con los problemas de degradación del medio ambiente, ha colocado en un primerísimo plano de importancia, el mantener el recurso hídrico en condiciones de calidad tales que aseguran su uso actual y futuro.

Con tal fin, el Gobierno Federal expidió la Ley Federal de Aguas, Ley Federal para Prevenir y Controlar la Contaminación Ambiental y el Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas.

Dicha legislación establece una serie de medidas técnicas y legales que deberán cumplir los responsables de descargas de aguas residuales, las sanciones a que se hacen acreedores en caso de incumplimiento, y los procedimientos a seguir para su aplicación.

### 3.- INTRODUCCION.

Nuestro país no se encuentra considerado dentro de los que sufren de escasez de agua, pero la distribución de este vital líquido a lo largo de su territorio es sumamente inadecuado.

En las zonas donde se encuentra concentrado el 70% de la población y se localiza el 80% de la actividad industrial, o sea en elevaciones superiores a 500 m., snm, el porcentaje disponible del recurso hídrico es de 15%; lo que indica que el 85% restante se encuentra distante de las zonas de mayor densidad poblacional y de actividad económica.

Aunado a esto, México tiene ya en la actualidad problemas de contaminación ambiental de todo tipo, que han producido graves daños, y que de no atenderse adecuadamente tal vez produzcan consecuencias irreversibles o cuando menos difíciles de controlar y abatir.

Como respuesta, diversas dependencias del Gobierno Federal, han afrontado la situación, primero con la elaboración de la Ley Federal para Prevenir y Controlar la Contaminación Ambiental y después, con la formulación del Reglamento de dicha Ley en materia de aguas.

- b) Interferencias en los procesos de depuración de las aguas, y
- c) Modificaciones, trastornos, interferencias o alteraciones en los aprovechamientos, en el funcionamiento adecuado de los cauces, vasos y demás depósitos de propiedad nacional, así como de los sistemas de alcantarillado.

Para descargar aguas residuales: deberán construirse las obras o instalaciones de purificación que la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos en coordinación con la de Salubridad y Asistencia y la de Industria y Comercio, en su caso, considere necesarias para los propósitos de este artículo.

Artículo 16.- No se permitirá la construcción de obras o instalaciones e igualmente se impedirá la operación de las ya existentes, para la descarga de aguas residuales que pueden ocasionar contaminación.

Artículo 17.- La Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos para los efectos de esta Ley, previo dictamen de la de Salubridad y Asistencia, resolverá sobre las solicitudes de autorización, concesión o permiso para la explotación, uso o aprovechamiento de las aguas residuales, o su descarga en aguas propiedad de la nación, imponiendo en cada caso las condiciones que estime necesarias.

Además, el Artículo 34 de la Ley Federal para Prevenir y Controlar la Contaminación Ambiental, establece que son supletorias de dicha Ley, las leyes que fijan en materia de aguas; en tal virtud fundamentamos la exigencia de este requisito en el Artículo 175 fracción I de la Ley -

Federal de Aguas que menciona que la Secretaría sancionará el arrojar sin permiso en los cauces o vasos de propiedad nacional, aguas de desechos industriales. La sanción se estipula en el Artículo 176 de la misma Ley y varía de \$ 100.00 a \$ 10,000.00.

De lo anterior podemos concluir que deben contar con el permiso de descarga que expide la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos, todo tipo de descargas de aguas residuales que utilicen como cuerpos receptores a corrientes superficiales, embalses, aguas estuarinas o costeras, o se infiltren en los terrenos.

Es criterio de la Secretaría que los responsables de las descargas que se efectúen en los alcantarillados de las poblaciones, no soliciten el permiso en cuestión, ya que los responsables de todas ellas son los organismos o autoridades que se encarguen de la operación o administración de dichos sistemas.

A fin de que los responsables soliciten el permiso de descarga, la Dirección General de Protección y Ordenación Ecológica, proporcione en forma gratuita la solicitud y cuestionario correspondiente.

Posteriormente a que la documentación presentada por el responsable reúna los requisitos de fondo y forma, se procede a realizar una visita de campo con objeto de recabar la información necesaria para determinar las condiciones con que se otorgará el permiso.

El permiso de descarga consta de dos partes, la primera que autoriza la descarga de aguas residuales y la segunda, que condiciona la canti-

dad y calidad de la descarga, y establece las medidas técnicas y legales -- a que deberá sujetarse ésta. Este documento es firmado por el C. Secreta rio del Ramo.

5.2. REGISTRO DE DESCARGA DE AGUAS RESIDUALES.

Con fundamento en los Artículos 7 y 10 del Reglamento pa- ra la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas, se realiza el re- gistro de todas las descargas de aguas residuales provenientes de usos mu- nicipales, industriales, comerciales, agrícolas o pecuarios, con excep- ción de las de usos puramente domésticos, es decir, las que provienen de casas habitación.

Conviene aclarar que este registro no implica en forma directa un permiso o autorización de descarga, sino que tiene por objeto hacer el in- ventario de las descargas de aguas residuales existentes en el país, con el fin de obtener la información necesaria para determinar la calidad de los - cuerpos receptores, así como realizar la programación a corto, mediano y largo plazo de las acciones que se requieran para Prevenir y Controlar la - Contaminación de las Aguas.

Para tal efecto, la Dirección General proporciona en forma gratui- ta a los responsables de descarga la solicitud respectiva, en la que deberán aportar la siguiente información:

Nombre y localización de la empresa o municipio, datos del res- ponsable, tipo y número de redes colectoras.

Datos referentes al agua que utiliza tanto para la industria, comer- cio o servicio público.

Datos de gastos y características de calidad de las aguas residua-



les; lugar de disposición, frecuencia anual y otros datos relevantes.

Tiene la obligación de proporcionar esta información todas aquellas personas físicas o morales, públicas o privadas, que sean responsables legales de la operación, financiamiento o administración general de cualquier actividad municipal, comercial, industrial, agropecuaria, o de cualquier otra índole, que produzca una o varias descargas de aguas residuales.

Para este trámite tiene un plazo de cuatro meses contados a partir de la iniciación de operaciones. En caso de incumplimiento se hacen acreedores a una sanción hasta de cinco mil pesos, tal como lo establece el Artículo 51 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas.

### 5.3. PARAMETROS MAXIMOS TOLERABLES.

Como una medida general para Controlar la Contaminación del Agua, el Artículo 13 del Reglamento establece que los responsables de las descargas que no sean efectuadas a los alcantarillados de las poblaciones, deberán, dentro de un plazo de tres años contados a partir de la fecha del registro, ajustarla a los siguientes parámetros de calidad:

Sólidos Sedimentables.	1.0 ml/l.
Grasas y Aceites.	70 mg/l.
Materia Flotante.	Ninguna que pueda ser retenida por una malla de 3 mm. de <u>cl</u> aro libre cuadrado.

Temperatura.	35°C.
Potencial Hidrógeno.	4.5 a 10.

El incumplimiento de esta obligación es sancionado conforme a lo dispuesto en el Artículo 53 del mismo ordenamiento legal, con clausura y multa hasta de cincuenta mil pesos.

5.4. OPCION DE PAGO DE CUOTAS.

La obligación de ajustar la descarga a los parámetros antes mencionados no es solo para los que se efectúen fuera de los sistemas de alcantarillado, sino también para las que lo hagan dentro de estos, tal como lo establece el Artículo 14 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas.

Sin embargo para estos últimos, el mismo Artículo previene la posibilidad de optar dentro de un plazo de diez meses contados a partir de la fecha de registro, por el pago de las cuotas que fijen las autoridades locales correspondientes, para cubrir los costos de operación del tratamiento de las aguas residuales del alcantarillado municipal.

Lo anterior, en virtud de que la experiencia nos ha mostrado que es más económico el tratamiento de aguas residuales en forma conjunta que individualmente.

Los responsables que no opten por el pago de cuotas cuentan de igual forma con un plazo de tres años contados a partir de la fecha de registro, para ajustar la descarga a los cinco parámetros; el incumplimiento es

sancionado como en el caso anterior.

#### 5.5. INFORME PRELIMINAR DE INGENIERIA.

De acuerdo con el Artículo 16 del Reglamento para la Preven-  
ción y Control de la Contaminación de Aguas, los responsables de las des--  
cargas de aguas residuales, que requieran obras o instalaciones de trata--  
miento para cumplir con los parámetros máximos tolerables deberán den--  
tro de un plazo de diez meses contados a partir de la fecha de registro, pre--  
sentar un informe preliminar de ingeniería.

El informe debe contener la descripción detallada de las activida--  
des correspondientes a cada una de las fases sucesivas siguientes:

a) De trabajos internos.

Esta fase debe comprender:

Revisión de los sistemas de recolección de aguas residuales (plu--  
viales, sanitarias y de proceso en su caso), que componen la, o las descar--  
gas finales.

Muestreo y análisis de calidad de cada una de las descargas de los  
sistemas de recolección.

Proyecto de los cambios necesarios en los sistemas de recolección  
de aguas residuales, incluyendo la determinación del gasto o flujo de dise--  
ño del sistema de tratamiento.

Determinación del costo de los cambios necesarios; y

Plazo de terminación de los cambios en los sistemas de recolec--  
ción de aguas residuales.

b) De trabajos externos.

Debe comprender:

En caso de ser necesario, proyecto del sistema de tratamiento primario o modificaciones al, o a los existentes.

Caracterización de las aguas residuales de la, o las descargas finales de la fuente de contaminación.

Proyecto, en su caso, del sistema de disposición de los lodos que puedan producirse durante el tratamiento.

Lista del equipo que se utilizará en el sistema de tratamiento.

Localización del terreno donde se instalará la planta de tratamiento.

Punto de la descarga final; y

Plazo de terminación de la fase.

c) De adquisiciones.

Comprende la presentación de:

Fecha en que se fincarán el, o los pedidos de compra del equipo — que se utilizará en los sistemas de tratamiento; y

Fecha en que se espera su total entrega.

d) De construcción.

Fechas de iniciación y terminación de las construcciones e instalaciones que se requieran de acuerdo con la fase de trabajos internos; y fechas de iniciación y terminación de las construcciones e instalaciones que se requieran de acuerdo con la fase de trabajos externos.

e) De cumplimiento.

Fecha en que se iniciará la operación de dispositivos de medición y muestreo de la descarga; y

Fecha estimada para que la descarga se ajuste a las condiciones señaladas en la Tabla No. 1 de máximos tolerables, dentro del plazo establecido para cumplir con esta.

Los responsables de descarga que opten por el pago de cuotas, -- para que sus aguas residuales sean tratadas en forma conjunta en la planta de tratamiento que operarán las autoridades locales, deberán presentar un informe preliminar de ingeniería, que contenga exclusivamente la fase de -- trabajos internos a que se refieren los Artículos 17 fracciones I y II y 21 -- Fracción I.

En caso de no cumplir con la presentación del informe preliminar de ingeniería, se aplicarán sanciones al responsable de descarga de quinientos a cincuenta mil pesos, de conformidad con el Artículo 52 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas.

#### 5.6. CONDICIONES PARTICULARES DE DESCARGA.

Las Condiciones Particulares de Descarga son el conjunto de características físicas, químicas y bacteriológicas que deberán satisfacer las aguas residuales antes de su descarga a un cuerpo receptor. Estas son fijadas por la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos, en -- cumplimiento a lo establecido en los Artículos 23 y 24 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas.

Para estar en posibilidad de fijar las condiciones particulares, es necesario realizar en primer término los estudios de clasificación de los cuerpos receptores en función de su uso, para conocer su capacidad de asimilación y dilución.

Posteriormente se determinan las características con que deban ser descargadas las aguas residuales al cuerpo receptor clasificado.

En caso de que sea necesario fijar condiciones particulares a una empresa, ya sea porque solicite permiso para descargar aguas residuales, o porque existen denuncias sobre la contaminación causada por sus descargas y el cuerpo receptor aún no ha sido clasificado, se procede a efectuar los estudios de capacidad de asimilación y dilución en la zona de influencia de la descarga, y se fijan las condiciones particulares.

Las condiciones particulares de descarga se notifican al responsable mediante un oficio que menciona exclusivamente estas, o forma parte del permiso de descarga otorgado; para su cumplimiento se concede un plazo que no podrá ser menor de un año ni mayor de tres, como lo indica el Artículo 25 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas.

Las condiciones fijadas para cada descarga de agua residual, son susceptibles de modificarse después de transcurrido un plazo de cinco años, si las condiciones demográficas y ecológicas lo requieren, excepto cuando se ponga en peligro la salud pública, en cuyo caso podrán modificarse en cualquier tiempo.

Quando los responsables no cumplen con las condiciones particula

res en el plazo fijado, procede aplicar la sanción prevista en el Artículo 53 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas, la que consiste en clausura y multa de quinientos a cincuenta mil pesos.

#### 5.7. NO ARROJAR NI DEPOSITAR DESECHOS.

El Artículo 29 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas, prohíbe arrojar o depositar basura y otros desechos humanos, sólidos gruesos, jales, lodos industriales y similares - en ríos, cuencas, cauces, vasos, estuarios y demás cuerpos receptores.

También prohíbe depositarlos en zonas inmediatas al cuerpo receptor, y que sean susceptibles de ser arrastrados por las aguas pluviales a - este.

Conviene aclarar que la acción de arrojar o depositar desechos, - difiere básicamente de la acción de descargar, en que éstos no se encuentran contenidos en las aguas residuales, ni son conducidos y descargados - por los sistemas de drenaje.

La sanción prevista para este tipo de infracciones es de cien a cinco mil pesos, conforme el Artículo 29 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas.

#### 6.- VIGILANCIA E INSPECCION.

Con objeto de observar el cumplimiento por parte de los responsa- bles de descarga, de todas y cada una de las normas que establece la legis- lación vigente, así como de aquellas que fije la Dirección General de Protec- ción y Ordenación Ecológica; se han implementado programas de vigilancia e inspección. Esta actividad tiene su fundamento legal en el Capítulo IV del

## Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas.

Para tal fin se practican visitas de inspección a las instalaciones de las empresas, y muestreos a las descargas de aguas residuales y a los cuerpos receptores de estas.

Básicamente las visitas de inspección se realizan por acciones propiamente de vigilancia o para atender las denuncias que sobre la existencia de alguna fuente de contaminación, sean presentadas al Gobierno Federal, (Artículo 66 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas).

Para que se efectúe una visita de inspección es requisito indispensable que el Director General o el Representante General de la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos, en la Entidad, expida una orden de inspección que contenga la razón social o el nombre del propietario del establecimiento que ha de inspeccionarse, así como su domicilio.

En la orden de inspección se comisiona a un técnico con conocimientos de ingeniería sanitaria, así como de legislación relativa al agua y su contaminación, confiriéndole el carácter de inspector y señalándole con toda precisión el objeto de la visita.

Al iniciar la visita, presente el inspector en el establecimiento, se identificará debidamente con su credencial de la Secretaría y exhibirá el oficio de inspección; acto seguido solicitará al responsable acceso a las instalaciones y la designación de dos testigos que lo acompañen durante el recorrido, para que den fe de lo observado y le proporcionen todo género de informes.



En caso de oposición del responsable a que se practique la inspección, se levanta un acta haciendo constar este hecho, y de conformidad con el Artículo 46 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas, se aplicará al responsable una sanción hasta por cincuenta mil pesos.

A continuación se procede a recorrer las instalaciones, muestreando las descargas y el cuerpo receptor antes y después de éstas; requiriendo a la persona con quien se atiende la diligencia los permisos para el uso o aprovechamiento del agua, los permisos para su descarga, y otros documentos relativos a la legal constitución de la empresa.

6.1. ACTA DE INSPECCION.

Al término del recorrido de las instalaciones, el inspector levanta un acta en la que asienta lo observado, así como la información proporcionada y los números y fechas de los documentos presentados por el responsable de descarga.

6.2. NOTIFICACION DE INFRACCIONES.

Turnados el oficio y acta de inspección, dentro de las 24 horas siguientes de la visita, a la autoridad que la haya ordenado, se procede a calificar el acta de inspección. Dicha calificación es realizada por un grupo interdisciplinado (Ingenieros en diferentes especialidades y Abogados), elaborando con el resultado un oficio de Notificación de Infracciones.

En dicho oficio, además de comunicarle al responsable de descarga o a quien sus derechos represente, las violaciones cometidas y el rango de las sanciones; se le hace de su conocimiento que cuenta con un plazo de

30 días hábiles a partir del siguiente en que reciban el citado oficio, para que comparezca ante la Dirección General de Protección y Ordenación Ecológica, o la Representación General de Protección y Ordenación Ecológica, o la Representación General de la Secretaría de Agricultura y Recursos -- Hidráulicos, a fin de que presente su defensa por escrito argumentando lo que a sus intereses convenga, debiendo acreditar legalmente la personalidad con que lo haga.

#### 6.3. RESOLUCIONES DE SANCIONES.

Transcurridos los 30 días hábiles, se elabora la resolución de sanciones tomando en cuenta lo asentado por el inspector en el acta, lo argumentado por el responsable en su defensa y las investigaciones realizadas por el comité de sanciones. Dicha resolución contiene los artículos en que esta se fundamentó, los artículos infringidos y el monto de las sanciones.

De la resolución se envía copia al responsable de la descarga notificándole además, que cuenta con un plazo de 15 días hábiles para interponer el recurso de inconformidad, en caso de que no esté de acuerdo con el monto de las sanciones; y a la Oficina Federal de Hacienda, para que por medio de la Oficina Exactora en la Jurisdicción, lleve a cabo el cobro de las multas por medio de los procedimientos correspondientes.

#### 6.4. RECURSO DE INCONFORMIDAD.

El recurso administrativo de inconformidad ha sido definido como un medio legal de que dispone el particular afectado en sus derechos o intereses por un acto administrativo determinado, para obtener en

los términos legales de la Autoridad Administrativa una revisión del propio acto, a fin de que dicha Autoridad lo revoque, lo anule o lo reforme en caso de encontrar comprobada la ilegalidad o la inoportunidad del mismo.

En caso de que el responsable presente el recurso de inconformidad, este se envía a la Dirección General Jurídica de la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos, para su atención.

7.- SANCIONES.

Para establecer el monto de las sanciones, se toma en cuenta lo establecido por el Artículo 58 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas, y que se refiere a lo siguiente:

- I.- El carácter intencional o imprudente de la acción u omisión.
- II.- Las consecuencias que la contaminación origine, tomando en cuenta el daño que cause o el peligro que provoque.
- III.- Las condiciones económicas del infractor.
- IV.- La reincidencia.

Excluye de responsabilidad el infractor, el caso fortuito a la fuerza mayor.

A continuación se listan las sanciones que contempla el Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas.

SANCION.	RANGO DE LA MULTA
Por no registrar las descargas de aguas residuales, o las nuevas descargas dentro de los cuatro meses de iniciadas las descargas.	\$ 100.00 A \$ 5,000.00

SANCION.

RANGO DE LA MULTA.

Por arrojar o depositar en los cuerpos -  
receptores o zonas inmediatas, todo tipo  
de desechos.

\$ 100.00 A \$ 5,000.00

Cuando los responsables de descarga se  
nieguen a permitir inspecciones relati--  
vas a la vigilancia de obras para contro  
lar la contaminación.

\$ 100.00 A \$ 5,000.00

Cuando el responsable no tenga permi-  
so para descargar aguas residuales.

\$ 100.00 A \$ 10,000.00

Por no presentar para las descargas --  
que exceden los valores de la Tabla --  
No. 1, el Informe Preliminar de Inge--  
nieria, dentro de los 10 meses conta--  
dos a partir de la fecha de registro.

\$ 500.00 A \$50,000.00

Cuando el responsable se niegue a que  
se practique visita de inspección a las  
instalaciones de su empresa.

\$ 500.00 A \$50,000.00

Cuando las descargas de aguas no cum  
plan con la Tabla No. 1, después de 3  
años de haberse registrado.

Clausura Y  
\$ 500.00 A \$50,000.00

SANCION

RANGO DE LA MULTA

Cuando la descarga de aguas residuales no cumpla con las condiciones particulares de descarga que la Secretaría de -- Agricultura y Recursos Hidráulicos determine.

Clausura	Y
\$ 500.00	A \$50,000.00



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

LEYES Y REGLAMENTOS

ING. JESUS GARCIA OLLERVIDES

NOVIEMBRE, 1985.

## C O N T E N I D O

1. OBJETIVO.
2. RESUMEN.
3. INTRODUCCION.
4. LA LEGISLACION EN MEXICO PARA PRESERVAR EL RECURSO HIDRAULICO Y PREVENIR Y CONTROLAR LA CONTAMINACION DEL AGUA.
5. OBLIGACIONES QUE ESTABLECE LA LEGISLACION A LOS RESPONSABLES DE DESCARGA:
  - 5.1 Permiso para descargar aguas residuales.
  - 5.2 Registro de descarga de aguas residuales.
  - 5.3 Informe Preliminar de Ingeniería.
6. METODOLOGIA APLICADA PARA LA PRESERVACION DEL RECURSO HIDRAULICO.

1. OBJETIVO.

Podemos decir que el objetivo de la legislación en México para Prevenir y Controlar la Contaminación del Agua, es el de preservar los recursos hidráulicos del país en condiciones óptimas para los usos actuales y futuros que el desarrollo de esta demanda.

Por tal motivo, el Ejecutivo Federal declaró de interés público la prevención y el control de la contaminación, y el mejoramiento, conservación y restauración del medio ambiente.



2. RESUMEN.

En México la distribución del agua a lo largo de su territorio, es sumamente inadecuado.

Esta situación junto con los problemas de degradación del medio ambiente, ha colocado en un primerísimo plano de importancia, el mantener el recurso hídrico en condiciones de calidad tales que aseguran su uso actual y futuro.

Con tal fin, el Gobierno Federal expidió la Ley Federal de Aguas, Ley Federal para Prevenir y Controlar la Contaminación Ambiental y el Reglamento para la Prevención y Control de Aguas.

Dicha legislación establece una serie de medidas técnicas y legales que deberán cumplir los responsables de descargas de aguas residuales, las sanciones a que se hacen acreedores en caso de incumplimiento, y los procedimientos a seguir para su aplicación.

### 3. INTRODUCCION.

Nuestro país no se encuentra considerado dentro de los que sufren escasez de agua, pero la distribución de este vital líquido a lo largo de su territorio es sumamente inadecuado.

En las zonas donde se encuentra concentrado el 70% de la población y se localiza el 80% de la actividad industrial, o sea en elevaciones superiores a 500 msnm, el porcentaje disponible del recurso hídrico es de 15%; lo que indica que el 85% restante se encuentra distante de las zonas de mayor densidad poblacional y de actividad económica.

Aunado a esto, México tiene ya en la actualidad problemas de contaminación ambiental de todo tipo, que han producido graves daños, y que de no atenderse adecuadamente, tal vez produzcan consecuencias irreversibles o cuando menos difíciles de controlar y abatir.

Como respuesta, diversas dependencias del Gobierno Federal, han afrontado la situación, primero con la elaboración de la Ley Federal de Aguas y después, con la formulación de leyes y reglamentos en materia de prevención y conservación del recurso hidráulico.

4. LA LEGISLACION EN MEXICO PARA PRESERVAR EL RECURSO  
HIDRAULICO Y PREVENIR Y CONTROLAR LA CONTAMINACION  
DEL AGUA.

El control de la contaminación del agua tiene su fundamento legal en la Ley Federal para Prevenir y Controlar la Contaminación Ambiental y el Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas; así como en la Ley Federal de Aguas, las que fueron expedidos por el Gobierno Federal el 11 de marzo de 1971, el 23 de marzo de 1973, y el 30 de diciembre de 1971 respectivamente; además, de la Ley de la Administración Pública Federal del 29 de diciembre de 1982, en la que se limita la competencia de la SARH y de la SDUE.

En dicha legislación está contenida la idea de fomentar lo que denominamos tecnología responsable, es decir, una tecnología que no sólo se preocupe por su avance y por los logros económicos derivados del mismo, sino que también se preocupe por su buen uso, entendiendo como tal, el propiciar al hombre que concilie el desarrollo industrial con la conservación de los recursos naturales, e inclusive el fomento de éstos hasta obtener las condiciones más adecuadas para facilitar el desenvolvimiento de los seres vivos.

5. OBLIGACIONES QUE ESTABLECE LA LEGISLACION A LOS RESPONSABLES DE DESCARGA.

La legislación relativa al control de la contaminación del agua, establece una serie de disposiciones que deben cumplir los responsables de descargas de aguas residuales, y que son:

5.1 Permiso para descargar aguas residuales.

El permiso de descarga de aguas residuales, constituye un instrumento normativo para señalar a los responsables las medidas que deberán tomar a fin de que éstas se realicen en condiciones que garanticen la preservación óptima del recurso hidráulico.

El otorgamiento de los permisos de descarga tiene su fundamento legal en la Ley Federal de Aguas, como queda establecido en sus artículos 16 fracción VII, 17 fracción XIX y XXII, 175 fracción I y 176, estableciendo con este último que la Secretaría sancionará el arrojar sin permiso en cauces o vasos de propiedad nacional aguas de desechos industriales.

De lo anterior podemos concluir que deben contar con el permiso de descarga que expide la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos, todo tipo de descargas de aguas residuales que utilicen como cuerpos receptores a corrientes superficiales, embalses, aguas estuarinas o costeras

o se infiltren en los terrenos.

Es criterio de la Secretaría que los responsables de las descargas que se efectúen en los alcantarillados de las poblaciones, no soliciten el permiso en cuestión, ya que los responsables de todas ellas son los organismos o autoridades que se encarguen de la operación o administración de dichos sistemas.

A fin de que los responsables soliciten el permiso de descarga, la Secretaría proporciona en forma gratuita la solicitud y cuestionario correspondiente.

Posteriormente a que la documentación presentada por el responsable reúna los requisitos de fondo y forma, se procede a realizar una visita de campo con el objeto de recabar la información necesaria para determinar las condiciones con que se otorgará el permiso.

El permiso de descarga consta de dos partes, la primera que autoriza la descarga de aguas residuales y la segunda, que condiciona la descarga y establece las medidas técnicas y legales a que deberá sujetarse ésta. Este documento es firmado por el C. Secretario del Ramo.

5.2 Registro de descarga de aguas residuales

Con fundamento en el artículo 35 de la Ley de la

Administración Pública Federal, se realiza el registro de todas las descargas de aguas residuales provenientes de usos municipales, industriales, comerciales, agrícolas o pecuarios, con -- excepción de las de usos puramente domésticos, es decir, las - que provienen de casas habitación, que se viertan directamente a cualquier cuerpo de agua superficial o subterráneo.

Conviene aclarar que este registro no implica en forma directa un permiso o autorización de descarga, sino que tiene por objeto hacer el inventario de las descargas de aguas residuales existentes en el país, con el fin de obtener la información necesaria para determinar la calidad de los cuerpos receptores, así como realizar la programación a corto, mediano y largo plazo de las acciones que se requieran para preservar el recurso hidráulico del país.

Para tal efecto, la Dirección General proporciona en forma gratuita a los responsables de descarga la solicitud respectiva, en la que deberán aportar la siguiente información:

Nombre y localización de la empresa o municipio, datos del responsable.

Datos referentes al agua que utiliza tanto para la industria, comercio o servicio público.

Datos de gastos y características de calidad de las aguas residuales; lugar de disposición, frecuencia anual y otros datos relevantes.

Tienen la obligación de proporcionar esta información todas aquellas personas físicas o morales, públicas o privadas que sean responsables legales de la operación, financiamiento o administración general de cualquier actividad municipal, comercial, industrial, agropecuaria, o de cualquier otra índole que produzca una o varias descargas de aguas residuales.

Para este trámite tiene un plazo de cuatro meses contados a partir de la iniciación de operaciones.

### 5.3 Informe preliminar de ingeniería.

De acuerdo con el Artículo 16 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas, los responsables de las descargas de aguas residuales, que requieran obras o instalaciones de tratamiento para cumplir con los parámetros máximos tolerables deberán dentro de un plazo de diez meses contados a partir de la fecha de registro, presentar un informe preliminar de ingeniería.

El informe debe contener la descripción detallada de las actividades correspondientes a cada una de las fases sucesivas siguientes:

- a) De trabajos internos.

Esta fase debe comprender:

Revisión de los sistemas de recolección de aguas residuales (pluviales, sanitarios y de proceso en su caso), que componen la o las descargas finales.

Muestreo y análisis de calidad de cada una de las descargas de los sistemas de recolección.

Proyecto de los cambios necesarios en los sistemas de recolección de aguas residuales, incluyendo la determinación del gasto o flujo de diseño del sistema de tratamiento.

Determinación del costo de los cambios necesarios, y

Plazo de terminación de los cambios en los sistemas de recolección de aguas residuales.

b) De trabajos externos..

Debe comprender:

En caso de ser necesario, proyecto del sistema de tratamiento primario o modificaciones al o a los existentes.

Caracterización de las aguas residuales de la o las descargas finales de la fuente de contaminación.



Proyecto, en su caso, del sistema de disposición de los lodos que puedan producirse durante el tratamiento.

Lista de equipo que se utilizará en el sistema de tratamiento.

Localización del terreno donde se instalará la planta de tratamiento.

Punto de descarga final, y

Plazo de terminación de la fase.

c) De adquisición.

Comprende la presentación de:

Fecha en que se fincará el o los pedidos de compra del equipo que se utilizará en los sistemas de tratamiento, y

Fecha en que se espera su total entrega.

d) De construcción.

Fechas de iniciación y terminación de las construcciones e instalaciones que se requieran de acuerdo con la fase de trabajos internos, y fecha de inicia--

ción y terminación de las construcciones e instalaciones que se requieran de acuerdo con la fase de trabajos externos.

e) De cumplimiento.

Fecha en que se iniciará la operación de dispositivos de medición y muestreo de la descarga, y

Fecha estimada para que la descarga se ajuste a las condiciones señaladas en la Tabla No. 1 de máximos tolerables, dentro del plazo establecido para cumplir con ésta.

6. METODOLOGIA APLICADA PARA LA PRESERVACION DEL RECURSO  
HIDRAULICO.

Siendo uno de los principales objetivos, la preservación del recurso hidráulico en el país, la Secretaría ha adecuado y desarrollado modelos matemáticos que permitan conocer la capacidad de asimilación, dilución, dispersión y difusión de los cuerpos de agua, a fin de garantizar que la calidad de los mismos sea apta para el uso al que se le somete y estar en posibilidades de planear el uso y reuso del recurso hidráulico en el país.

A continuación se presenta en forma sintetizada los modelos para corrientes de agua, lagos y embalses y aguas del subsuelo.

METODOLOGIA PARA LA CLASIFICACION DE CORRIENTES DE  
AGUA DULCE.

Trabajos preliminares.

Se efectúan en gabinete con el objeto de obtener la descripción general de la cuenca, mediante la información existente en la misma SARH y en otras dependencias federales, estatales o municipales. Es necesario conocer los siguientes datos:

### Estaciones hidrométricas en la cuenca.

- Clima
- Topografía
- Hidrología
- Obras hidráulicas
- Fuentes de contaminación
- Establecimiento de puntos de muestreo e información de la Red Nacional de Monitoreo.
- Usos del agua actuales y futuros.
- Zonas de cultivos y productividad
- Inventario de las plantas de tratamiento existentes en la zona de estudio.

Una vez obtenidos estos datos, se procede a efectuar un recorrido de la cuenca en estudio con el objeto de actualizar los datos, fijar los puntos y establecer la frecuencia de muestreo, así como determinar el equipo y materiales necesarios a utilizar.

### Muestreo.

Serán puntos obligados de muestreo los siguientes:

- La parte más cercana al nacimiento de la corriente, donde se supone que ésta no tiene aún usos y no recibe descargas de aguas residuales, con el fin de conocer las condiciones iniciales, a este punto se le acostumbra llamar estación testigo.

- Antes, sobre y después de cada afluente de la corriente en estudio.
- Antes y después de cada cambio de sección y pendiente.
- A la entrada y salida de las presas o lagos.
- Antes, sobre y después de cada canal de extracción.
- Como mínimo en dos puntos intermedios de cada segmento establecido.

Todos estos puntos de muestreo deberán ser aforados y obtener la sección y la velocidad media.

Una vez recolectadas las muestras, se transportarán al laboratorio para su análisis bajo las condiciones necesarias y en el tiempo adecuado, según las determinaciones que se soliciten.

#### Frecuencia de muestreo.

Las muestras deben hacerse en un tiempo mínimo de 6 semanas y un tiempo máximo de 5 meses con el objeto de obtener una cantidad representativa de datos y evitar la época de avenidas.

Se deben tomar por lo menos 12 muestras de cada punto de muestreo durante el período que dure el estudio para obtener los valores medios y la desviación estandar.

Se harán los muestreos de caracterización de las descargas que se localizen en la zona de estudio, cuando menos una vez a la semana, reportando en cada muestreo el aforo correspondiente.

Desde luego para cada industria habrá determinaciones especiales que dependerán del proceso productivo de éstas.

#### Deteterminaciones rutinarias de campo.

En el campo se determinará la temperatura ambiente y del agua, el oxígeno disuelto, el pH, la altura sobre el nivel del mar, la sección transversal, la velocidad media y su gasto y la distancia entre cada punto de muestreo.

#### Trabajos de gabinete.

Una vez que se tiene un informe detallado de las actividades anteriores y los resultados de análisis de laboratorio, se procede a calcular lo siguiente:

#### Gasto de diseño y balance hidráulico.

Se procede a obtener el gasto de diseño, mediante la información hidrométrica en la cuenca, formando el promedio de los siete días consecutivos más secos. Con esto y los datos de aforo que se obtuvieron en campo, se procede a efectuar el balance hidráulico que consiste en comprobar que el gasto en

un tramo cualquiera sea sensible igual al gasto en el tramo anterior más las aportaciones y menos las extracciones que existan en éste.

Balance de carga.

Se efectúa aplicando la ecuación:

$$L = L_0 - L_0 e^{-K_r t}$$

donde:

L Es la carga orgánica como DBO<sub>u</sub>, después de un tiempo t, en mg/l.

L<sub>0</sub> Es la carga orgánica como DBO<sub>u</sub>, al inicio del tramo, en mg/l.

K<sub>r</sub> Es el coeficiente de remoción, en día<sup>-1</sup>.

t Es el tiempo de recorrido en el tramo, en días.

Y consiste en verificar que la carga orgánica al inicio de un tramo cualquiera es sensiblemente igual a la carga inicial del tramo anterior menos la carga removida por la corriente, en función al coeficiente de remoción y del tiempo de recorrido.

El objetivo de esto es calibrar las constantes y verificar los resultados que reporta el laboratorio de DBO.

## CALCULO DE COEFICIENTE.

### Coeficiente de desoxigenación ( $K_D$ )

Este coeficiente nos indica la velocidad con que se consume el oxígeno disuelto en el tramo en estudio como consecuencia de la descomposición de la materia orgánica carbonosa que contiene y se calcula con el objeto de conocer la cantidad de oxígeno que perderá el cuerpo receptor. Es muy importante conocerlo, ya que en función de las fuentes disponibles de oxígeno que tenga la corriente nos permitirá conocer la capacidad de asimilación.

La determinación de este coeficiente puede hacerlo el laboratorio o calcularse analíticamente, contando con la determinación de DBO de los 5 primeros días (DBO 1 al 5), existiendo para su determinación diversos métodos como el de mínimos cuadrados y el de momentos.

### Coeficiente de reaeración ( $K_2$ )

Este coeficiente nos da la tasa de reoxigenación del agua mediante el intercambio con la atmósfera. Depende de la temperatura, velocidad de la corriente, profundidad y tipo de lecho. Su determinación tiene como objetivo conocer la cantidad de oxígeno disponible que tendrá la corriente en un tramo determinado, para oxidar la materia orgánica. Se determina mediante la expresión general deducida de la primera Ley de Ficks:



$$K_2 = \frac{D_m V^m}{H^n}$$

Donde:

$K_2$  Es el coeficiente de reaeración

$D_m$  Coeficiente de difusión molecular

$m$  y  $n$  Constantes.

Coeficiente de remoción ( $K_r$ )

Cuando la remoción es producida por otros mecanismos como la sedimentación o absorción, se debe incluir la constante de remoción  $K_r$ ; para determinarla es necesario conocer por lo menos 3 valores de DBO para cada segmento, así como su longitud y velocidad para obtener el tiempo de paso.

Se grafican los valores de  $DBO_5$  y el tiempo de paso en un papel semilogarítmico, para obtener una recta cuya pendiente representa el valor de  $k_r$ .

En general,

$$K_r = K_D + K_3$$

Donde:

$K_3$  Es la remoción debida a sedimentación y absorción cuando este fenómeno no se presente.

$$K_r = K_D$$

todas las constantes anteriores se corregirán por temperatura,

con la siguiente expresión:

$$K_t = K_{20}^{\theta} e^{t - 20}$$

Donde:

$t$  = temperatura en la corriente en °C

$\theta$  = coeficiente de temperatura

para:

$K_D$       Coeficiente de desoxigenación       $\theta = 1.047$

$K_2$       Coeficiente de reoxigenación       $\theta = 1.024$

$K_r$       Coeficiente de remoción       $\theta = 1.047$

#### CALCULO DE CAPACIDAD DE ASIMILACION.

Consiste en aplicar la ecuación general:

$$D = D_{oe} - K_2 t + \frac{K_D L_o}{K_2 - K_r} \left( e^{-K_r t} - e^{-K_2 t} \right)$$

Donde:

$D$  = Déficit de oxígeno disuelto en un tiempo  $t$ , en mg/l

$D_o$  = Déficit inicial con respecto a la saturación, en mg/l

$D_o = C_s - C$

$C_s$  = Oxígeno de saturación, en mg/l

$C$  = Oxígeno disuelto en el punto de muestreo

$L_o$  = DBO último en el inicio del tramo, mg/l

$K_2$  = Tasa de reoxigenación, en día<sup>-1</sup>

$K_D$  = Tasa de desoxigenación, en día<sup>-1</sup>

$K_R$  = Tasa de remoción de DBO, en día<sup>-1</sup>

$t$  = Tiempo de paso, en días

$$C_s = \left[ 14.652 - 0.3943 t + 0.007714t^2 - 0.0000646t^3 \right] \frac{PB}{760}$$

Enseguida se verifica si el déficit que se presenta con la carga lo permite el uso que se le está dando al cuerpo receptor en el tramo considerado, de no ser así, se procede a obtener el déficit crítico ( $D_c$ ) que puede permitirse mediante las ecuaciones:

$$t_c = \frac{1}{K_D (f - 1)} \ln \left\{ f \left[ 1 - (f-1) \frac{D_o}{L_o} \right] \right\}$$

$$D_c = \frac{L_o e^{-K_D t_c}}{f}$$

$$t_c = \frac{1 - \frac{D_o}{L_o}}{K_D}$$

Si  $f = 1$

$$D_c = (K_D t_c + D_o) e^{-K_D t_c}$$

Donde:

$f$  = Factor de autopurificación =  $\frac{K_2}{K_D}$

$t_c$  = Tiempo crítico, en días

$D_c$  = Déficit crítico que se desea mantener

Este coeficiente depende de las características físicas del cuerpo receptor como se aprecia en la siguiente tabla.

## Valores del coeficiente de autopurificación

Naturaleza del agua receptora:	f a 20°C
Estanque pequeño y remanso	0.5 - 1.0
Corrientes lentas y lagos o represas grandes	1.0 - 1.5
Corrientes grandes de baja velocidad	1.5 - 2.0
Corrientes grandes a velocidad moderada	2.0 - 3.0
Corrientes rápidas	3.0 - 5.0
Rápidos y cascadas	5.0

## CAPACIDAD DE DILUCION.

Para el resto de los contaminantes, se comparan las concentraciones reportadas por el laboratorio con respecto a los límites que fija el Reglamento para cada uso determinado. Si está excedida, se obtiene el límite mediante un balance de masas en la siguiente forma:

$$C_p = \frac{Q_D W_D + Q_r W_r}{Q_D + Q_r}$$

Donde:

$C_p$  = Concentración de la sustancia limitada por el Reglamento, en mg/l

$Q_D$  = Gasto de descarga, en m<sup>3</sup>/seg

$W_D$  = Concentración permisible en las descargas, en mg/l

$Q_r$  = Gasto en el río antes de la descarga, en m<sup>3</sup>/seg

$W_r$  = Concentración en el río antes de la descarga, en mg/l

NORMAS TECNICAS PARA LA CLASIFICACION DE LAGOS Y EMBALSES.

Para la realizar la clasificaci3n de lagos y embalses, es necesario efectuar una serie de trabajos previos en gabinete para recopilar toda la informaci3n que sea posible obtener en las diferentes dependencias y as3 programar los trabajos de campo que complementar3n los datos faltantes para su aplicaci3n en el modelo, en forma similar a los descritos en la metodolog3a para corrientes

La secuencia seguida para la clasificaci3n es la siguiente:

- a) Se procede al aforo de todas las aportaciones que llegan a la laguna o embalse.
- b) Se obtiene su batimetr3a con el objeto de conocer el volumen del embalse.
- c) Se divide en celdillas en funci3n a la extensi3n del lago o embalse.
- d) Se encuentra la concentraci3n de equilibrio para cada celdilla y se establece el porcentaje de remoci3n necesario para garantizar la clase asignada en funci3n de los usos.

Las expresiones utilizadas son las siguientes:

$$C_{ei} = \frac{W_i}{\beta_i V_i} \quad ; \quad W_i = Q_i C_i$$

$$\beta_i = \frac{i}{tot} + K_{Di}$$

Donde:

$C_{ei}$  = Concentración de equilibrio en celdillas

$i$  = Factor de degradación para la celdilla

$W_i$  = Carga contaminante en la celdilla  $i = Q_i \times C_i$

$V_i$  = Volumen de la celdilla  $i$ .

$t_{oi}$  = Tiempo de retención en la celdilla  $i = \frac{V_i}{Q_i}$

$Q_i$  = Gasto entrante a la celdilla  $i$ .

La capacidad de dilución se obtiene para cada celdilla mediante la siguiente expresión:

$$C_p = \frac{C_i V_i + Q_i t_{oi} C_d}{2 V_i}$$

Donde:

$C_p$  = Concentración permisible a la clase asignada.

$C_i$  = Carga contaminante en la celdilla  $i$ .

$V_i$  = Volumen en la celdilla  $i$ .

$Q_i$  = Gasto entrante a la celdilla  $i$ .

$t_{oi}$  = Tiempo de retención en la celdilla  $i$ .

$C_d$  = Concentración permisible en la descarga para garantizar la clase asignada.

## NORMAS TECNICAS PARA LA CLASIFICACION DE LAS AGUAS DEL SUBSUELO.

Dada la carencia de corrientes en algunas partes del país, es frecuente que no se cuente con otro medio para abastecerse de agua que la del subsuelo y de la misma forma se tenga que disponer las aguas residuales, creando problemas de contaminación en las aguas que servirán para los usos más indispensables del ser humano.

Es por esto que se hace necesario fijar metodologías que nos permitan cuantificar en forma razonable los problemas que se presentarán y al mismo tiempo prevenir y resolver esta contaminación mediante la limitación de parámetros a las aguas residuales antes de vertirlas al subsuelo superpuestas al acuífero, así como la capacidad de dilución de las aguas subterráneas.

Para lograr esto, es necesario conocer la composición del suelo, el área de influencia de la descarga, el volumen del acuífero, el gradiente hidráulico, la velocidad de filtración, la capacidad de remoción del suelo y la capacidad de dilución del acuífero.

### Geología de las Aguas Subterráneas.

Existe una amplia variación en la estratigrafía de la corteza terrestre que determina la forma de ocurrencia de las

aguas subterráneas, tanto libres como confinadas.

La velocidad de flujo de las aguas subterráneas a través de fracturas o pasos puede ser similar a la de las corrientes turbulentas (0.3048m/s) o laminar velocidades de unos cuantos metros por año.

Los acuíferos pueden ser isotrópicos o estar constituidos por varias capas o lentes de diferentes características.

Por lo que para conocer la capacidad, configuración, volumen y productividad de un acuífero, es necesario contar con información geohidrológica adecuada, así como registros de extracción de pozos en caso de que estos existan.

Rocas acuíferas.

Las rocas se dividen en ígneas extrusivas, ígneas intrusivas, sedimentarias y metamórficas, las que presentan características de permeabilidad y retención de agua.

Rocas ígneas extrusivas.

Suelen ser muy porosas y rinden agua en abundancia.



### Rocas ígneas intrusivas.

(Basalto, riolitas, granito) son de textura densa y serían prácticamente impermeables a no ser porque existen grietas o fisuras.

La reserva de agua en este tipo de rocas se encuentra a profundidades máximas de 90 metros.

### Rocas sedimentarias calizas.

Son generalmente densas e impermeables, sin embargo, son las rocas más solubles y donde han sido sujetas a la acción del agua están perforadas en pasajes y cavernas, formando ríos y lagos subterráneos, aflorando a la superficie como manantiales y cenotes.

Pizarras.- Son generalmente impermeables y pobres como acuíferos.

Areniscas.- Son muy permeables y la capacidad de retener agua depende de lo cementado que se encuentren sus poros.

Rocas metamórficas.- En términos generales no son buenas productoras de agua.

### Suelos acuíferos.

Arenas y gravas.- Son los suelos acuíferos más importantes y de más alto rendimiento.

Arcillas y limos.- Constituyen generalmente acuíferos pobres.

En forma general puede decirse que la gran mayoría de las aguas subterráneas disponibles, se encuentran desde unos cuantos metros hasta los 600 metros de profundidad.

Exploración Geofísica.- Tiene como finalidad detectar estructuras geológicas capaces de contener agua y se basa en las propiedades gravitacionales, magnéticas, sísmicas, eléctricas y radioactivas de las formaciones geológicas, detectadas mediante la reflexión de onda cuando el acuífero se encuentra a grandes profundidades o la refracción de onda cuando el acuífero se encuentra cercano a la superficie.

La resistividad aparente ( $\rho_w$ ) del suelo está definida por:

$$\rho_w = \frac{RA}{L}$$

R = Resistencia en ohms ( $\Omega$ ) de la formación de longitud L.

A = Sección transversal normal a la dirección del flujo de la corriente.

En formaciones porosas saturadas, la resistividad está gobernada principalmente por el contenido de agua de acuerdo con la ecuación:

$$\frac{\rho_a}{\rho_w} = \frac{(3 - p)}{2p}$$

$\rho_a$  = Resistividad del agua

p = Relación de porosidad

## Hidrología de las aguas subterráneas.

Para estudiar una fuente o almacenamiento de aguas subterráneas, es necesario identificar las áreas colectoras superficiales, los depósitos subterráneos para estudiar el comportamiento hidrológico del sistema, para esto es necesario determinar los siguientes aspectos:

- 1.- Cantidad de agua agregada por infiltración superficial.
- 2.- Volumen de agua almacenada medida de acuerdo a la porosidad, espesor y extensión del área del suelo.
- 3.- Velocidad a la que se mueve el agua, a través del suelo en función de los gradientes hidráulicos disponibles.
- 4.- Cantidad de agua perdida del suelo por evaporación y transpiración.

### Ecuación hidrológica general.

El equilibrio hidrológico se expresa en la siguiente ecuación:

$$\Sigma R = \Sigma D + \Delta S$$

$\Sigma R$  = Factores hidrológicos de recarga.

$\Sigma D$  = Factores hidrológicos de descarga.

$\Delta S$  = Cambio asociable en el volumen de almacenamiento.

### Almacenamiento.

El volumen de agua dentro de una formación de roca o de -

suelo saturado, es igual al espacio de sus poros, esto se generaliza en términos de porosidad o relación de porosidad- ( p ):

$$e = \frac{P}{1 - p}$$

Existen dos ángulos límites o empaques de las partículas esféricas de diámetro uniforme en contacto una con otra, el ortogonal o cúbico y el rómbico o romboide.

p = 47.64%

p = 25.95%

p = 43.92%

La porosidad común de arenas y gravas naturales es del 40% y para areniscas es cercano al 20%.

Sin embargo, la porosidad no es en sí misma una medida de la permeabilidad del suelo, ya que la porosidad es una cualidad estática de los suelos y rocas y la permeabilidad es una cualidad dinámica que carece de significado en ausencia de flujo.

Rendimiento específico.- Es la diferencia del volumen total al volumen útil y es en general del 10% al 20% para la mayoría de los acuíferos.

## Hidráulica de las Aguas Subterráneas.

El agua al filtrarse cae dentro de la zona de saturación antes de moverse lateralmente en dirección de la mayor pendiente del nivel freático o superficie piesométrica, esta pendiente es el gradiente hidráulico del flujo subterráneo y es una medida de la resistencia por fricción al flujo, el gradiente hidráulico no es estacionario ya que la recarga y descarga en el almacenamiento fluctúa.

El flujo puede ser laminar o turbulento; es laminar cuando los poros o resquicios y las velocidades asociadas al número de Reynolds son bajas; es turbulenta cuando los poros o resquicios y las velocidades asociadas al número de Reynolds son altos.

Acuífero permeable.- El que ofrece poca resistencia al flujo.

Acuífero impermeable.- El que ofrece alta resistencia al flujo.

Porosidad y permeabilidad no son sinónimos, ya que arcillas con porosidad del 50% son bastante impermeables, mientras que arenas con el 15% de porosidad son muy permeables.

En la naturaleza, la velocidad de las aguas subterrá-

neas y la pendiente del nivel freático o superficie piezométrica, no son grandes, en acuíferos de alto rendimiento se encuentran asociados a velocidades de 1.52 a 18.2 m/día con gradientes hidráulicos de 3.048 a 6.1 m por 1.609 kms.

Ascenso Capilar.

El agua es sostenida sobre el nivel freático verdadero por acción capilar, por lo que al cálculo del gradiente hidráulico es conveniente restar esta magnitud, el ascenso capilar se medirá por la siguiente expresión:

$$h = \frac{\sigma}{245 d} \quad ; \quad \begin{aligned} h &= \text{Ascenso capilar en cm.} \\ d &= \text{Diámetro en cm.} \\ \sigma &= \text{Tensión superficial en dinas/cm.} \end{aligned}$$

Ley de Darcy.

La velocidad del flujo del agua en tubos capilares está dada en forma general por la expresión:

$$v = SK \quad ; \quad \begin{aligned} v &= \text{Velocidad del flujo.} \\ K &= \text{Coeficiente de permeabilidad a } 10^{\circ}\text{C} \\ S &= \text{Gradiente hidráulico.} \end{aligned}$$

Para otra temperatura diferente debe corregirse usando la siguiente expresión:

$\nu$  = Viscosidad cinemática a 10°C

$\nu_t$  = Viscosidad cinemática a la temperatura real.

$$\frac{K}{K_t} = \frac{\nu_t}{\nu}$$

K = Coeficiente de permeabilidad a 10°C

$K_t$  = Coeficiente de permeabilidad a temperatura real.

### Velocidad de Filtración.

Como se mencionó anteriormente, el agua al filtrarse cae en la zona de saturación antes de moverse lateralmente en dirección de la mayor pendiente del nivel freático.

La velocidad promedio de flujo en el lecho es igual a la velocidad de aproximación del flujo dividida por la porosidad.

$V_f$  = Velocidad de filtración.

$$V_f = \frac{V_s}{p}$$

$V_s$  = Velocidad de aproximación del flujo.

p = Porosidad.

Cuando se disponen aguas residuales por este medio, es conveniente que el sitio de la descarga donde se sumerge el tubo tenga una cama de material granular (grava y arena) de un mínimo de 30 cm de espesor, con el objeto de que se efectúe en forma fácil una limpieza cuando la velocidad de filtración disminuya.

La velocidad de filtración en terrenos naturales oscila entre 0.0081 a 0.0162 cm/seg teniendo como promedio 0.0125 -- cm/seg.

#### Capacidad de Remoción del Suelo.

La capacidad de remoción del suelo puede ser muy variable y dependerá en todos los casos de la potencia o espesor de la capa del suelo sobrepuesto al manto acuífero, sin embargo - la remoción es similar a la de un filtro lento cuando el nivel de aguas freáticas está entre 40 cm y 1.20 metros.

Por lo que es de esperarse que en esta etapa se - remueve 60% de la DBO<sub>5</sub> aplicada en concentración de 0.8 kg de DBO<sub>5</sub> por m<sup>3</sup> de agua.

#### CAPACIDAD DE ASIMILACION.

Velocidad del frente contaminante ( U<sub>o</sub> )

$$U_o = \frac{Q_o}{4 \pi n}$$

donde:

U<sub>o</sub> = Velocidad de frontera.

Q<sub>o</sub> = Gasto de la descarga entrante

n = Porosidad del estrato.



Coefficiente de dispersión ( D )

$$D = 1.9 U_0 d$$

Donde:

D = Coeficiente de dispersión

d = Diámetro efectivo del poro

$U_0$  = Velocidad de frontera.

Difusión molecular (  $D_m$  )

$$\frac{D}{D_m} = 0.67$$

Concentración de un contaminante dado en la celdilla ( $C_i$ )

$$C_i = \left[ \frac{1}{1 + \left( \frac{K \theta B N}{Q_0} \right) A_i} \right] C_0$$

Donde:

K = Coeficiente de degradación en

$$\text{día}^{-1} = \frac{-\ln \frac{C}{C_0}}{t}, \quad t = \frac{\pi \theta B_n L^2}{Q_0}$$

$C_0$  = Concentración inicial en  $\text{Kg/m}^3$

$$\theta = 1 + \frac{(1 + n) K_1}{n}$$

$K_1$  = Coeficiente de transferencia de

$$\text{masa} = \frac{C_o V f n}{R}$$

$$R = C_o n + \frac{X}{M} \delta \quad (\text{Capacidad específica de retención en la columna})$$

$X$  = Peso del material absorbido en Kg

$M$  = Peso del material absorbente en Kg.

$\delta$  = Densidad del material absorbente en  $\text{Kg}/\text{m}^3$

$B$  = Espesor del campo en m.

$A_i$  = Area de la celdilla  $i$  en  $\text{m}^2$

### Dilución.

El material tóxico disuelto en el agua no podrá removerse por este procedimiento pasando a incorporarse al acuífero, - por lo que la limitación de descarga de este tipo de contaminantes estará en función de la dilución que tenga al entrar en contacto con éste y se calculará mediante la concentración de equilibrio ( $C_e$ )

Si hacemos ( $C_e$ ) igual a la concentración permitida en el cuerpo receptor tendríamos:

$$C_p = \frac{V C_1 + Q t_o C_{pd}}{2 V}$$

Donde:

$C_p$  = Concentración permitida en  $\text{Kg/m}^3$  de un contaminante.

$V$  = Volumen del acuífero en  $\text{m}^3$ .

$Q$  = Gasto de la descarga en  $\text{m}^3/\text{día}$

$t_o$  = Tiempo de retención =  $\frac{V}{P}$  día

$C_{pd}$  = Concentración permitida en la descarga en  $\text{Kg/m}^3$

$C_1$  = Concentración del contaminante contenido en forma natural por el acuífero.

De éste se deduce que el porcentaje de tratamiento que se dará a la descarga estará dada por:

$$\% \text{ de tratamiento} = \frac{C_d - C_{pd}}{C_d} \times 100$$

Donde:

$C_d$  = Concentración en la descarga antes del tratamiento.

$C_{pd}$  = Concentración permitida en la descarga.

## CONCLUSION.

La metodología descrita pretende proteger y garantizar una calidad adecuada del agua del subsuelo para los usos legítimos del hombre, ahorrando dinero al responsable de la descarga de aguas residuales en el tratamiento de su descarga, ya que toma en consideración la capacidad autodepuradora y de dilución de estos mantos.



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES  
INDUSTRIALES Y REUSOS

LEYES Y REGLAMENTOS

ING. JESUS GARCIA OLLERVIDES

NOVIEMBRE, 1985.

C O N T E N I D O

ANTECEDENTES

MARCO LEGAL

OBLIGACIONES DE LOS RESPONSABLES DE DESCARGAS  
DE AGUAS RESIDUALES

NORMAS TECNICAS PARA LA CLASIFICACION DE LA--  
GOS Y EMBALSES.

NORMAS TECNICAS PARA LA CLASIFICACION DE LAS\_  
AGUAS DEL SUBSUELO.

NORMAS TECNICAS PARA LA CLASIFICACION DE LAS AGUAS  
DEL SUBSUELO

#### ANTECEDENTES:

En México la distribución del agua a lo largo de su territorio es sumamente inadecuada; esta situación aunada a la sobre-explotación del recurso hidráulico en algunas zonas y a la degradación de la calidad del mismo, ha colocado en un plano de primera importancia el mantener el recurso hidráulico, en condiciones tales que aseguran su uso actual y futuro.

La primera inquietud del Gobierno Federal en materia de aguas residuales, se encuentra plasmado en el artículo Octavo de la Ley Federal de Aguas que a la letra dice:

" Las aguas residuales provenientes del uso de las aguas a que se refiere el artículo Quinto de esta Ley, son propiedad nacional.

Este Artículo, en la actualidad reviste gran importancia, en virtud de corresponder a la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos, de acuerdo a la Ley de la Administración Pública Federal vigente, publicada en el Diario Oficial de la Federación el día 29 de Diciembre de 1982.

" Vigilar el cumplimiento y aplicación de la Ley Federal de Aguas ", como se establece en el Artículo 35 Fracción XXIV del citado ordenamiento.

#### MARCO LEGAL:

Como se indicó, el primer ordenamiento legal que dicta acciones tendientes a controlar la contaminación de las aguas propiedad nacional, es la Ley Federal de Aguas, publicada en el Diario Oficial de la Federación, el 11 de marzo de --

de 1971, que indica entre otros aspectos, lo siguiente:

" Las aguas residuales provenientes del uso de las -  
aguas de los mares territoriales, las marinas interiores, las  
de las lagunas y esteros, las de los lagos, ríos y sus afluen-  
tes constantes o intermitentes, las de los manantiales y las -  
del subsuelo, las que se alumbren o extraigan de las minas son  
propiedad de la nación ".... (Artículo 8).

" Suspender todos aquellos aprovechamientos, obras -  
y actividades que dañen los recursos hidráulicos nacionales o  
afecten su equilibrio ecológico de una región.... (Artículo 16)

" Otorgar las asignaciones, concesiones o permisos -  
para la explotación uso o aprovechamiento de las aguas naciona  
les .... (Artículo 17 Fracc. IV).

" Regular la explotación ó aprovechamiento de las  
aguas residuales y las condiciones en que hayan de arrojarse -  
en las redes colectoras, cuenca, cauce, vasos y demás deposi--  
tos y corrientes de agua, así como su infiltración, procurando  
evitaren todo caso, la contaminación que ponga en peligro la -  
salud pública o degrade los sistemas ecológicos, en coordina--  
ción con la dependencia Federal involucrada en el manejo de la  
calidad del recurso " .... (Artículo 17 Fracc. XIX).

" La Secretaría sancionará conforme lo prescrito por  
esta Ley, arrojar sin permiso en los cauces o vasos propiedad  
nacional, aguas de desechos industriales " .... (Artículo 175  
Fracc. I).

Derivado de lo anterior y en materia de prevención -  
y control de la contaminación de aguas se expiden el 23 de mar  
zo de 1973 y el 30 de octubre de 1971, la Ley Federal para pre  
venir y controlar la contaminación ambiental y el Reglamento -  
para la prevención y control de la contaminación de aguas res-  
pectivamente.



De 1973 a la fecha, la Ley Federal para prevenir y controlar la contaminación ambiental ha sufrido diversas modificaciones, expidiéndose en substitución de la misma el 11 de enero de 1982 la Ley Federal de Protección al Ambiente.

A raíz de la creación por decreto presidencial de la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología, el 29 de diciembre de 1982, se publicó en el Diario Oficial de la Federación las " Reformas y Adiciones a la Ley Orgánica de la Administración Pública Federal ", documento que determina el ambito espacial de competencia entre la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología y la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos, y establece en su Artículo 35 las atribuciones que competen a la S.A.R.H. en materia de calidad del agua entre las que podemos citar:

" Vigilar el cumplimiento y aplicación de la Ley Federal de Aguas" .... (Fracc. XXIV).

" Administrar, controlar y reglamentar el aprovechamiento de las cuencas hidráulicas .... y aguas de propiedad nacional .... (Fracc. XXVI).

" Regular y vigilar la conservación de las corrientes, lagos y lagunas .... (Fracc. XXVIII).

" Levantar y mantener actualizado el inventario de los recursos naturales, específicamente agua, suelo y cubierta vegetal " ....(Fracc. XXXVI).

En el Artículo 37 del mencionado ordenamiento, se establece entre otras disposiciones lo siguiente:

" Regular el alejamiento, la explotación uso o aprovechamiento de aguas residuales y las condiciones que deban satisfacerse antes de descargarse en las redes colectoras, cuencas, cauces, vasos y demás depósitos y corrientes de agua

así como su infiltración en el subsuelo, para evitar la contaminación que ponga en peligro la salud pública o degrade los sistemas ecológicos, en coordinación con la S.A.R.H. y de Salubridad y Asistencia ".... (Fracc. XXV).

Derivado de este ordenamiento se hizo necesario reformar y adicionar la Ley Federal al Ambiente, mediante un decreto publicado en el Diario Oficial de la Federación el 27 de enero de 1984; entre las modificaciones importantes, podemos citar lo siguiente:

" Se prohíbe descargar sin previo tratamiento, en las redes colectoras, ríos, cuencas, cauces, vasos y demás depósitos o corrientes de agua o infiltrar en terrenos aguas residuales que contengan contaminantes, desechos, materias radioactivas o cualquier otra sustancia dañina en salud de las personas, a la flora a la fauna o a los bienes.

La S.D.U.E. en coordinación con la de S.A.R.H. y Salubridad y Asistencia dictarán las normas para el uso y aprovechamiento de las aguas residuales"... (Artículo 21).

" Para descargar aguas residuales, deberán construirse las obras de tratamiento que sean necesarias a juicio de la S.D.U.E. en coordinación con la S.A.R.H. y la S.A.A." .... (Artículo 22).

" La S.A.R.H. resolverá sobre las solicitudes de autorización, concesión o permiso para explotación, uso o aprovechamiento de las aguas residuales, considerando las condiciones necesarias para no contaminar "... (Artículo 24).

" La S.D.U.E. con auxilio de la S.A.R.H. Y S.S.A. así como las demás autoridades competentes, vigilarán que en la ejecución y funcionamiento de las obras, instalaciones y aprovechamientos se observen normas técnicas para evitar la contaminación de las aguas. Al efecto los interesados deberán

#####

facilitar la información que se les requiera"... (Art. 26).

OBLIGACIONES DE LOS RESPONSABLES DE DESCARGA DE AGUAS RESIDUALES.

Obligación	Dependencia ante la que se tramite.
Registro de descárga	S.A.R.H.- si la descarga es directa a un cuerpo receptor. S.D.U.E.- si la descarga es al alcantarillado municipal.
Informe preliminar de Ingeniería (IPI)	S.D.U.E.
Permiso de descargas	S.A.R.H.- Solo necesitan permisos las descargas que se viertan a algún cuerpo de agua.
Condiciones particulares de descarga	S.D.U.E.
Vigilancia de los C.P.D.	S.D.U.E.
Vigilancia de lo contenido en el permiso de descarga.	S.A.R.H.

Para lograr mantener y garantizar la calidad de los cuerpos de agua, la S.A.R.H., efectúa estudios de clasificación de cuerpos receptores tendiente a conocer la capacidad de asimilación y dilución de las mismas en función de sus usos y limitar la carga máxima admisible de las mismas; A continuación se presenta la metodología utilizada:

## METODOLOGIA PARA LA CLASIFICACION DE CORRIENTES DE AGUA DULCE

### Trabajos preliminares.

Se efectúan en gabinete con el objeto de obtener la - descripción general de la cuenca, mediante la información existente en la misma S.A.R.H. y en otras Dependencias Federales, - Estatales o Municipales. Es necesario conocer los siguientes datos:

### Estaciones Hidrométricas en la cuenca.

- Clima
- Topografía
- Hidrología
- Obras Hidráulicas
- Fuentes de contaminación
- Establecimiento de punto de muestreo e información de la Red Nacional de Monitoreo.
- Usos del agua actuales y futuros
- Zonas de cultivo y productividad
- Inventario de las plantas de tratamiento - existentes en la zona de estudio

Una vez obtenidos estos datos, se procede a efectuar un recorrido de la cuenca en estudio con el objeto de actualizar los datos, fijar los puntos y establecer la frecuencia de muestreo, así como determinar el equipo y materiales necesarios a utilizar.

### Muestreos

Serán puntos obligados de muestreo los siguientes:

- La parte más cercana al nacimiento de la corriente, donde se supone que esta no tiene aún usos y no recibe descargas de aguas residuales, con el fin de conocer las condiciones iniciales, a este punto se le acostumbra llamar estación testigo.
- Antes , sobre y después de cada afluente de la corriente en estudio.
- Antes y después de cada cambio de sección y pendiente.
- A la entrada y salida de las presas o lagos.
- Antes, sobre y después de cada canal de extracción.
- Como mínimo en dos puntos intermedios de cada segmento establecido.

Todos estos puntos de muestreo, deberán ser aforados y obtener la sección y la velocidad media.

Una vez recolectadas las muestras se transportarán al laboratorio para su análisis bajo las condiciones necesarias y el tiempo adecuado, según las determinaciones que se soliciten.

#### Frecuencia de muestreo.

Las muestras deben hacerse en un tiempo mínimo de seis semanas y un tiempo máximo de cinco meses con el objeto de obtener una cantidad representativa de datos y evitar la época de avenidas.

Se deben tomar por lo menos doce muestras de cada punto de muestreo durante el período que dure el estudio para obtener los valores medios y la desviación estandar.

Se harán los muestreos de caracterización de las descargas que se localizan en la zona de estudio, cuando menos una vez a la semana, reportando en cada muestreo el aforo correspondiente.

Desde luego para cada industria habrá determinaciones especiales que dependerán del proceso productivo de éstas.

#### Determinaciones rutinarias de campo

En el campo se determinará la temperatura ambiente y del agua, el óxígeno disuelto, el pH, la altura sobre el nivel del mar, la sección transversal, la velocidad media y su gasto y la distancia entre cada punto de muestreo.

#### Trabajos gabinete

Una vez que se tiene un informe detallado de las actividades anteriores y los resultados de análisis de laboratorio, se procede a calcular lo siguiente:

#### Gasto de diseño y balance hidráulico

Se procede a obtener el gasto de diseño, mediante la información hidrométrica en la cuenca, formando el promedio de los siete días consecutivos secos, con esto los datos de aforo que se obtuvieron en campo se procede a efectuar el balance hidráulico que consiste en comprobar el gasto en un tramo cualquiera sea sensiblemente igual al gasto en el tramo anterior más las aportaciones y menos las extracciones que existan en éste.

#### Balance de carga

Se efectúa aplicando la ecuación:

$$L = L_0 - L_0 e^{-K_r t}$$

Donde:

$L_t$  es la carga orgánica como  $DBO_u$ , después de un tiempo  $t$ , en mg/l.

$L_0$  es la carga orgánica como  $DBO_u$  al inicio del tramo, en mg/l.

$K_r$  es el coeficiente de remoción, en día<sup>-1</sup>.

$t$  es el tiempo de recorrido en el tramo, en días. Y consiste en verificar que la carga orgánica al inicio de un tramo cualquiera es sensiblemente igual a la carga inicial del tramo anterior menos la carga removida por la corriente, en función al coeficiente de remoción y del tiempo recorrido.

El objetivo de esto es calibrar las constantes y verificar los resultados que reporta el laboratorio de DBO.

#### CALCULO DE COEFICIENTES

Coeficiente de desoxigenación ( $K_D$ ).

Este coeficiente nos indica la velocidad con que se consume el oxígeno disuelto en el tramo en estudio como consecuencia de la descomposición de la materia orgánica carbonosa que contiene y se calcula con el objeto de conocer la cantidad de oxígeno que perderá el cuerpo receptor. Es muy importante conocerlo, ya que en función de las fuentes disponibles de oxígeno que tenga la corriente nos permitirá conocer la capacidad de asimilación.

La determinación de este coeficiente puede hacerlo el

#####

laboratorio y calcularse analíticamente, contando con la determinación de la DBO de los cinco primeros días (DBO 1 al 5), -- existiendo para su determinación diversos métodos como el de mínimos cuadrados y el de momentos.

### Coeficiente de reaereación ( $K_2$ )

Este coeficiente nos dá la tasa de reoxigenación -- del agua mediante el intercambio con la atmósfera. Depende de la temperatura, velocidad de la corriente, profundidad y tipo de lecho. Su determinación tiene como objetivo conocer la cantidad de óxígeno disponible que tendrá la corriente en un tramo determinado, para oxidar la materia orgánica. Se determina mediante la expresión general deducida de la primera Ley de Ficks:

$$K_2 = \frac{D_m \cdot V^m}{H^n}$$

Donde:

$K_2$  es el coeficiente de reaereación.

$D_m$  coeficiente de difución molecular.

$m$  y  $n$  constantes.

### Coeficiente de remoción ( $K_r$ )

Cuando la remoción es producida por otros mecanismos como la sedimentación o absorción se debe incluir la constante de remoción  $K_r$ : para determinarla es necesario conocer por lo menos tres valores de DBO para cada segmento, así como su longitud y velocidad para obtener el tiempo de paso.

Se grafican los valores de  $DBO_5$  y el tiempo de paso en un papel semilogarítmico, para obtener una recta cuya pen--



diente representa el valor de  $K_r$ .

En general,

$$K_r = K_D + K_3$$

Donde:

$K_3$  es la remoción de vida a sedimentación y absorción, cuando este fenómeno no se presenta.

$$K_r = K_D$$

Todas las constantes anteriores se corregirán por temperatura, con la siguiente expresión:

$$K_t = K_{20} \theta^{(t - 20)}$$

Donde:

$t$  = temperatura en la corriente en  $^{\circ}\text{C}$

$\theta$  = coeficiente de temperatura

Para:

$K_D$  coeficiente de desoxigenación  $\theta = 1.047$

$K_2$  coeficiente de reoxigenación  $\theta = 1.024$

$K_r$  coeficiente de remoción  $\theta = 1.047$

#### CALCULO DE LA CAPACIDAD DE ASIMILACION

Consiste en aplicar la ecuación general:

$$D = D'oe^{-K_2 t} + \frac{K_D L_o}{K_2 - K_r} \left( e^{-K_r t} - e^{-K_2 t} \right)$$

Donde:

$D$  = Déficit de oxígeno disuelto en un tiempo  $t$ , en  $\text{mg/l}$ .

#####

$D_o$  = Déficit inicial con respecto a la saturación, -  
en mg/l

$$D_o = C_s - C$$

$C_s$  = Oxígeno de saturación, en mg/l

$C$  = Oxígeno disuelto del punto de muestreo

$L_o$  = DBO última en el inicio del tramo, mg/l

$K_2$  = tasa de reoxigenación, en día<sup>-1</sup>

$K_D$  = tasa de desoxigenación, en día<sup>-1</sup>

$K_r$  = tasa de remoción de DBO, en día<sup>-1</sup>

$t$  = tiempo de paso, en días

$$C_s = \frac{[14.652 - 0.3943 t \text{ más } 0.007714 t^2 - 0.0000646 t^3] \text{ PB}}{760}$$

En seguida se verifica el déficit que se presenta con la carga lo permite el uso que se le está dando al cuerpo receptor en el tramo considerado, de no ser así, se procede a obtener el déficit crítico ( $D_c$ ) que puede permitirse mediante las ecuaciones:

$$t_c = \frac{1}{K_D (f-1)} \ln \left\{ f \left[ 1 - (f-1) \frac{D_o}{L_o} \right] \right\}$$

$$D_c = \frac{L_o e^{-K_D t_c}}{1 - \frac{D_o}{L_o}}$$

Si  $f \neq 1$

$$t_c = \frac{L_o}{K_D}$$

$$D_c = (K_D t_c + D_o) e^{-K_D t_c}$$

Donde:

$$f = \text{factor de autopurificación} = \frac{K_2}{K_D}$$

$t_c$  = Tiempo crítico, en días

$D_c$  = Déficit que se desea mantener

Este coeficiente depende de las características físicas del cuerpo receptor como se aprecia en la siguiente tabla.

Valores del coeficiente de autopurificación

Naturaleza del agua receptora	f a 20 °C
Estanques pequeños y remansos	0.5 - 1.0
Corrientes lentas y lagos o represas grandes	1.0 - 1.5
Corrientes grandes de baja velocidad	1.5 - 2.0
Corrientes grandes de velocidad moderada	2.0 - 3.0
Corrientes rápidas	3.0 - 5.0
Rápidos y cascadas	5.0

#### CAPACIDAD DE DILUCION.

Para el resto de los contaminantes, se comparan -- las concentraciones reportadas por el laboratorio con respecto a los límites que fija el Reglamento para cada uso determinado. Si está excedida, se obtiene el límite mediante un balance de masas en la siguiente forma:

$$C_p = \frac{Q_D W_D + Q_r W_r}{Q_D + Q_r}$$

Donde;

$C_p$  = Concentración de la sustancia limitada por el Reglamento en mg/l

$Q_D$  = Gasto de descarga, en  $m^3/\text{seg}$ .

$Q_r$  = Gasto en el río antes de la descarga, en  $m^3/\text{seg}$ .

$W_r$  = Concentración en el río antes de la descarga, en  $mg/l$

#### NORMAS TECNICAS PARA LA CLASIFICACION DE LAGOS-Y EMBALSES.

Para realizar la clasificación de lagos y embalses, es necesario efectuar una serie de trabajos previos-- en gabinete para recopilar toda la información que sea posible obtener en las diferentes dependencias y así programar los trabajos de campo que complementarán los datos faltantes para su aplicación en el modelo, en forma similar-- a los descritos en la metodología para corrientes.

La secuencia seguida para la clasificación es-- la siguiente:

- a) Se procede al aforo de todas las aportaciones que - llegan a la laguna o embalse.
- b) Se obtiene su batimetría con el objeto de conocer-- el volumen del embalse.
- c) Se divide en celdillas en función a la extensión -- del lago o embalse.
- d) Se encuentra la concentración de equilibrio para ca da celdilla y se establece el porcentaje de remo--- ción necesario para garantizar la clase asignada en función de los usos.

Las expresiones utilizadas son las siguientes:

$$C_{ei} = \frac{W_i}{\beta_i V_i} \quad ; \quad W_i = Q_i C_i$$

$$\beta_i = \frac{i}{t_{oi}} + K_{Di}$$

donde:

$C_{ei}$  = Concentración de equilibrio en la celdilla

$\beta_i$  = Factor de degradación para la celdilla

$W_i$  = Carga contaminante en la celdilla  $i = Q_i \times C_i$

$V_i$  = Volumen de la celdilla  $i$ .

$t_{oi}$  = Tiempo de retención en la celdilla  $i = \frac{V_i}{Q_i}$

$Q_i$  = Gasto entrando a la celdilla  $i$ .

La capacidad de dilución se obtiene para cada celdilla mediante la siguiente expresión:

$$C_p = \frac{C_i V_i + Q_i t_{oi} C_d}{2 V_i}$$

donde:

$C_p$  = Concentración permisible a la clase asignada.

$C_i$  = Carga contaminante en la celdilla  $i$

$V_i$  = Volumen en la celdilla  $i$ .

$Q_i$  = Gasto entrando a la celdilla  $i$ .

$t_{oi}$  = Tiempo de retención en la celdilla  $i$ .

$C_d$  = Concentración permisible en la descarga para garantizar la clase asignada.

#### NORMAS TECNICAS PARA LA CLASIFICACION DE LAS AGUAS DEL SUBSUELO.

Dada la carencia de corrientes superficiales en algunas partes del país, es frecuente que no se cuente con otro medio para abastecerse de agua que la del subsuelo y de la misma forma se tenga que disponer las aguas residuales creando problemas de contaminación en las aguas que servirán para los usos más indispensables del ser humano.

Es por esto que se hace necesario fijar metodologías que nos permitan cuantificar en forma razonable los problemas que se presentarán y al mismo tiempo prevenir y resolver esta contaminación mediante la limitación de parámetros a las aguas residuales antes de vertirlas al subsuelo superpuestas al acuífero, así como la capacidad de dilución de las aguas subterráneas.

Para lograr ésto, es necesario conocer la composición del suelo, el área de influencia de la descarga, el volumen del acuífero, el gradiente hidráulico, la velocidad de fil-

tración, la capacidad de remoción del suelo y la capacidad de dilución del acuífero.

### Geología de las Aguas Subterráneas.

Existe una amplia variación en la estratigrafía y textura de la corteza terrestre que determina la forma de --- ocurrencia de las aguas subterráneas, tanto libres como confi-  
nadas.

La velocidad de flujo de las aguas subterráneas a través de fracturas o <sup>poros</sup> pasos puede ser similar a la de las corrientes turbulentas (0.3048 m/s) o laminar a velocidades de unos cuantos metros por año.

Los acuíferos pueden ser isotrópicos o estar constituidos por varias capas o lentes de diferentes características.

Por lo que para conocer la capacidad, configuración, volumen y productividad de un acuífero, es necesario -- contar con información geohidrológica adecuada, así como registros de extracción de pozos en caso de que estos existan.

### Rocas Acuíferas

Las rocas se dividen en ígneas extrusivas, ígneas intrusivas, sedimentarias y metamórficas, las que presentan características de permeabilidad y retención de agua.

### Rocas ígneas extrusivas

Suelen ser muy porosas y rinden agua en abundancia.

### Rocas ígneas intrusivas

( basalto, riolitas, granito ) son de textura densa y serían prácticamente impermeables a no ser por que existen grietas o fisuras.

La reserva de agua en este tipo de rocas se encuentra a profundidades máximas de 90 metros.

### Rocas sedimentarias calizas

Son generalmente densas e impermeables; sin embargo, son las rocas más solubles y donde han sido sujetas a la acción del agua están perforadas en pasajes y cavernas, formando ríos y lagos subterráneos, aflorando a la superficie como manantiales y cenotes.

Pizarras.- Son generalmente impermeables y pobres como acuíferos.

Areniscas.- Son muy permeables y la capacidad de retener agua depende de lo sementado que se encuentren sus poros.

Rocas metamórficas.- En términos generales no son buenas productoras de agua.

Suelos acuíferos.

Arenas y gravas.- Son los suelos acuíferos más importantes y de más alto rendimiento.

Arcillas y limos.- Constituyen generalmente acuíferos pobres.

La forma general puede decirse que la gran mayoría de las aguas subterráneas disponibles se encuentran desde unos - - cuantos metros de profundidad hasta los 600 metros de profundidad.

Exploración Geofísica.- Tiene como finalidad detectar estructuras geológicas capaces de contener agua y se basa en -- las propiedades gravitacionales, magnéticas, sísmicas, eléctricas y radioactivas de las formaciones geológicas, detectadas mediante la reflexión de onda cuando el acuífero se encuentra a -- grandes profundidades o la refracción de onda cuando el acuífero se encuentra a grandes profundidades o la refracción de onda cuando el acuífero se encuentra cercano a la superficie.

La resistividad aparente ( $\rho_w$ ) del suelo está definida por:

R = Resistencia en ohms ( $\Omega$ ) de la formación de longitud L

$$\rho_w = \frac{RA}{L}$$

A = Sección transversal normal a la dirección del flujo de la corriente.

En formaciones porosas saturadas, la resistividad está gobernada principalmente por el contenido de agua de acuerdo con la ecuación:

$$\frac{\rho_a}{\rho_w} = \frac{(3 - p)}{2p} \quad \begin{array}{l} \rho_a = \text{Resistividad del agua} \\ p = \text{Relación de porosidad} \end{array}$$

### Hidrología de las aguas subterráneas

Para estudiar una fuente o almacenamiento de aguas subterráneas es necesario identificar las áreas colectoras superficiales, los depósitos subterráneos para estudiar el comportamiento hidrológico del sistema, para esto es necesario de terminar los siguientes aspectos:

- 1.- Cantidad de agua agregada por infiltración superficial.
- 2.- Volumen de agua almacenada medida de acuerdo a la porosidad, espesor y extensión del área del suelo.
- 3.- Velocidad a la que se mueve el agua, a travez del suelo, en función de los gradientes hidráulicos disponibles.
- 4.- Cantidad de agua perdida del suelo por evaporación y transpiración

### Ecuación hidrológica general.



El equilibrio hidrológico se expresa en la siguiente ecuación:

$$\sum R = \sum D + \Delta S \quad \sum R = \text{Factores hidrológicos de recarga.}$$

$\sum D = \text{Factores hidrológicos de descarga.}$

$\Delta S = \text{Cambio asociado en el volumen de almacenamiento.}$

#### Almacenamiento.

El volumen de agua dentro de una formación de roca o de suelo saturado, es igual al espacio de sus poros, esto se generaliza en términos de porosidad o relación de porosidad, (p) :

$$e = \frac{p}{1 - p}$$

Existen dos ángulos límites o empaques de las partículas esféricas de diámetro uniforme en contacto una con la otra, el ortogonal o cúbico y el rómbico o romboidal.



$$p = 47.64 \%$$



$$p = 25.95 \%$$



$$p = 43.92 \%$$

La porosidad común de arenas y gravas naturales es del 40 % y para areniscas es cercana al 20 %.

Sin embargo la porosidad no es en si misma una medida de la permeabilidad del suelo ya que la porosidad es una cualidad estática de los suelos y rocas y la permeabilidad es una cualidad dinámica que carece de significado en ausencia de flujo.

Rendimiento específico.- Es la diferencia del volu-

men total al volumen útil y es en general del 10 % al 20 % -- para la mayoría de los acuíferos.

### Hidráulica de las aguas subterráneas.

El agua al filtrarse cae dentro de la zona de saturación antes de moverse lateralmente en dirección de la mayor pendiente del nivel freático o superficie piezométrica, esta pendiente es el gradiente hidráulico del flujo subterráneo y es una medida de la resistencia por fricción al flujo, el gradiente hidráulico no es estacionario ya que la recarga y descarga en el almacenamiento fluctúa.

El flujo puede ser laminar o turbulento, es laminar cuando los poros o resquicios y las velocidades asociadas al número de Reynolds son bajas, es turbulenta cuando los poros o resquicios y las velocidades asociadas al número de Reynolds son altos.

Acuífero permeable.- El que ofrece poca resistencia al flujo.

Acuífero impermeable.- El que ofrece alta resistencia al flujo.

Porosidad y permeabilidad no son sinónimos ya que -- arcillas con porosidades 50% son bastante impermeables, mientras que arenas con el 15% de porosidad son muy permeables.

En la naturaleza, la velocidad de las aguas subterráneas y la pendiente del nivel freático o superficie piezométrica, no son grandes, en acuíferos de alto rendimiento se encuentran asociados a velocidades de 1.52 a 18.2 m/día con gradientes hidráulicos de 3.048 a 6.1 m por 1.609 Kms.

### Ascenso capilar.

El agua es sostenida sobre el nivel freático verdadero por acción capilar, por lo que el cálculo del gradiente

hidráulico es conveniente restar esta magnitud, el ascenso capilar se medirá por la siguiente expresión:

$$h = \frac{\sigma}{245 d} \quad :$$

$h$  = Ascenso capilar en cm.  
 $d$  = Diámetro en cm.  
 $\sigma$  = Tensión superficial en dinas/cm

Ley de Darcy.

La velocidad del flujo del agua en tubos capilares está dada en forma general por la expresión:

$$v = KS$$

$v$  = Velocidad del flujo  
 $K$  = Coeficiente de permeabilidad a 10 °C  
 $S$  = Gradiente hidráulico.

Para otra temperatura diferente debe corregirse usando la siguiente expresión:

$$\frac{K}{K_t} = \frac{\nu_t}{\nu}$$

$\nu$  = Viscosidad cinemática a 10°C  
 $\nu_t$  = Viscosidad cinemática a la temperatura real.  
 $K$  = Coeficiente de permeabilidad a 10°C  
 $K_t$  = Coeficiente de permeabilidad a la temperatura real.

Velocidad de filtración:

Como se mencionó anteriormente, el agua al filtrarse cae en la zona de saturación antes de moverse lateralmente en dirección de la mayor pendiente del nivel freático.

La velocidad promedio de flujo en el lecho es igual a la velocidad de aproximación del flujo dividida por la poro

#####

sidad.

$V_i$  = Velocidad de filtración

$$V_f = \frac{V_s}{p}$$

$V_s$  = Velocidad de aproximación del flujo.

$p$  = Porosidad

Quando se disponen aguas residuales por este medio, es conveniente que el sitio de la descarga donde se sumerge el tubo tenga una cama de material granular (grava y arena) de un mínimo de 30 cm de espesor, con el objeto de que se efectúe en forma fácil una limpieza cuando la velocidad de filtración disminuya.

La velocidad de filtración en terrenos naturales oscila entre 0.0081 a 0.0162 cm/seg teniendo como promedio - - 0.0125 cm/seg.

Capacidad de remoción del suelo.

La capacidad de remoción del suelo puede ser muy variable y dependerá en todos los casos de la potencia o espesor de la capa del suelo sobrepuesto al manto acuífero, sin embargo la remoción es similar a la de un filtro lento cuando el nivel de aguas freáticas está entre 40 cm y 1.20 mts.

Por lo que es de esperarse que en ésta etapa se remueve 60 % de la  $DBO_5$  aplicada en concentración de 0.8 Kg. de  $DBO_5$  por M/cúbico de agua.

#### CAPACIDAD DE ASIMILACION

Velocidad del frente contaminante (  $U_o$  )

$$U_o = \frac{Q_o}{4 \pi n}$$

Donde:

$U_o$  = Velocidad de frontera

$Q_o$  = Gasto de la descarga entrando.

$n$  = Porosidad del estrato

Coefficiente de dispersión (  $D$  ).

$$D = 1.9 U_o d$$

Donde:

$D$  = coeficiente de dispersión

$d$  = Diámetro efectivo del poro

$U_o$  = Velocidad de frontera.

Difusión molecular (  $D_m$  )

$$\frac{D}{D_m} = 0.67$$

Concentración de un contaminante dado en la celdilla  
(  $C_i$  )

$$C_i = \left[ \frac{l}{1 + \left( \frac{K \theta B N}{Q_o} \right) A_i} \right] C_o$$

Donde:

$K$  = Coeficiente de degradación en

$$\text{día}^{-1}, K = \frac{-\ln \frac{C}{C_o}}{t}, t = \frac{\pi \theta B n L^2}{Q_o}$$

$C_o$  = Concentración inicial en  $\text{Kg}/\text{m}^3$

$$\theta = 1 + \frac{(1+n)^{K_1}}{n}$$

$K_1$  = Coeficiente de transferencia de

$$\text{masa} = \frac{C_o V_f n}{R}$$

$$R = C_o n + \frac{X}{M} \delta \quad (\text{capacidad específica de retención en la columna})$$

$X$  = Peso del material absorbido en Kg.

$M$  = Peso del material absorbido en Kg.

$\delta$  = Densidad del material absorbente en  $\text{Kg}/\text{m}^3$

$B$  = Espesor del campo en m

$A_i$  = Area de la celdilla 1 en  $\text{m}^2$

Dilución.

El material tóxico disuelto en el agua no podrá removerse por este procedimiento pasando a incorporarse al acuífero por lo que la limitación de descarga de este tipo de contaminante estará en función de la dilución que tenga al entrar en contacto con éste y se calculará mediante la concentración de equilibrio ( $C_e$ ).

Si hacemos ( $C_e$ ) igual a la concentración permitida en el cuerpo receptor tendríamos.

$$C_p = \frac{VC_1 + Q_{to} C_{pd}}{2V} \quad C_p = \text{Concentración permitida en } \text{Kg}/\text{m}^3 \text{ de un contaminante.}$$

$V$  = Volumen de acuífero en  $\text{m}^3/\text{día}$ .

$Q$  = Gasto de la descarga en  $m^3/\text{día}$

$t_o$  = Tiempo de retención =  $\frac{V}{P}$  día

$C_{pd}$  = Concentración permitida en la  
descarga en  $Kg/m^3$

$C_1$  = Concentración del contaminante  
contenido en forma natural por  
el acuífero.

De éste se deduce que el porcentaje de tratamiento  
que se dará a la descarga estará dada por:

$$\% \text{ de tratamiento} = \frac{C_d - C_{pd}}{C_d} \times 100$$

$C_d$  = Concentración en la descarga -  
antes del tratamiento.

$C_{pd}$  = Concentración permitida en la  
descarga.



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

REUSOS DEL AGUA, JUSTIFICACION, TIPOS DE REUSOS SEGUN PROPOSITOS,  
REQUISITOS DE CALIDAD, IRRIGACION, RECARGA DE ACUIFEROS.

M. EN I. ROBERTO CONTRERAS MARTÍNEZ

NOVIEMBRE, 1985.



## DISPOCION DE AGUAS RESIDUALES EN TIERRA

1. INTRODUCCION
  
2. PROCESOS DE DISPOSICION DE AGUAS RESIDUALES EN TIERRA
  - 2.1. Irrigación
  - 2.2. Infiltración Rápida
  - 2.3. Flujo a Través de la Tierra
  - 2.4. Otros Sistemas.
  
3. FACTORES DE DISEÑO
  - 3.1. Sistemas de Irrigación.
  
4. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.

## DISPOSICION DE AGUAS RESIDUALES EN TIERRA

M. en I. Roberto J. Contreras Martínez.

### 1. INTRODUCCION

Uno de los principales problemas en el país, que han aumentado en magnitud, es la disposición de aguas residuales generadas por las actividades humanas e industriales. Por lo tanto, el reuso del agua y la disposición en tierra de estos residuos líquidos, se pueden contemplar como alternativas de mayor atracción para la solución de este problema.

La aplicación en tierra de las aguas residuales o efluentes tratados, incluye el uso de vegetación, el suelo superficial y la matriz del suelo, principalmente, para la remoción de ciertos constituyentes de las aguas residuales. Aunque este tipo de disposición se ha aplicado durante siglos, su uso potencial en el campo de la ingeniería ambiental se ha reconocido actualmente.

La aplicación o disposición en tierra de las aguas residuales no es una práctica común en nuestro país, ésta se ha realizado inconscientemente y por consecuencia sin planeación alguna. En determinados casos, los efectos de este método de disposición se presentan rápidamente y de manera sistemática, ocasionando daños irreversibles a la ecología de la región. Otras veces, debido a los pequeños volúmenes de aguas y a la baja concentración de contaminantes en éstas, los efectos se presentan a largo plazo, sin que se pueda evaluar el deterioro en las zonas de aplicación. No obstante, los riesgos que se pueden tener en la disposición, planeada inadecuadamente, de aguas residuales, éstos se pueden redu-

cir ayudando a solucionar directa e indirectamente muchos problemas, como son: disposición de desechos líquidos, uso del agua en áreas agrícolas y forestales, recarga de acuíferos y otros.

El método de disposición de aguas residuales en tierra se aplica donde hay suficiente terreno disponible y las condiciones hidrológicas son favorables; así, las aguas residuales se pueden renovar a través de infiltración en cuencas, cerros y surcos, flujo por tierra y sistemas de rociado o esparcido, los cuales todos recargan los acuíferos. Estas también son alternativas factibles para disposición de efluentes de tratamiento químico o biológico. En un sistema administrado adecuadamente, las aguas residuales como se mueven a través del suelo, se remueven grandemente sólidos-suspendidos, demanda bioquímica de oxígeno, microorganismos, fósforo, fluoruros, metales pesados, nitrógeno, y muchos otros elementos, que por su concentración y cantidad resultan ser contaminantes.

## 2. PROCESOS DE DISPOSICION DE AGUAS RESIDUALES EN TIERRA

Existen tres procesos principales en la disposición de aguas residuales en tierra, que son: irrigación, infiltración y flujo a través del suelo (ver Figuras la, b y c). Otros procesos que son menos usados y, generalmente, menos adaptables a grande escala son: aplicación en ciénegas o pantanos, aplicación superficial y para acuicultura. Algunas comparaciones en las características de diseño, características principales del sitio de aplicación y calidad-esperada del agua tratada, se muestran en las Tablas Nos. 1, 2 y 3, respectivamente.

Tabla No. 1. Comparación de los Factores de Diseño por Alternativa para Procesos de Tratamiento en Tierra.

Características	Irrigación	Infiltración Rápida	Flujo sobre Tierra	Aplicación en Ciénegas o Pantanos	Aplicación Subsuperficial
Técnica de Aplicación	aspersión o superficial	generalmente superficial	aspersión o superficial	aspersión o superficial	subsuperficial por tubería
Tasa anual de aplicación, m	0.6-6.0	6-120	3-20	1-30	2-25
Area requerida, Ha.	22-226	1-22	10-44	4-113	5-56
Tasa semanal de aplicación, cm	2.5-10	10-210	6-15 <sup>a</sup> 15-40 <sup>b</sup>	2.5-60	5-50
Tratamiento proporcionado Preaplicación mínima.	Sedimentación <sup>c</sup> primaria.	Sedimentación primaria.	rejillas y remoción de arenas.	Sedimentación primaria.	Sedimentación primaria.
Disposición de agua residual aplicada	Evapotranspiración y percolación	Percolación principal - mente.	Agua residual y evapotranspiración con algo de percolación.	Evapotranspiración, percolación y agua residual	Percolación - con algo de - evapotranspiración.
Necesidades de vegetación	Requerida	Opcional	Requerida	Requerida	Opcional

a ámbito de aplicación para tratamiento con rejillas de aguas residuales.

b ámbito de aplicación para lagunas y efluente secundarios.

c depende del uso del efluente y tipo de cosecha.

Fuente: Metcalf and Eddy Inc. "Wastewater Engineering Treatment Disposal Reuse"  
Mc Graw Hill Book Co. U.S.A., 1972.

Tabla No. 2. Comparación de las Características del Sitio de Aplicación de Aguas Residuales en Tierra ..

Características	Irrigación	Infiltración Rápida	Flujo sobre Tierra	Aplicación en ciénegas o pantanos.
Restricciones por clima	Almacenamiento frecuentemente requerido para climas fríos y precipitaciones.	Ninguna (posible modificación de la operación en climas fríos).	Almacenamiento frecuentemente para climas fríos.	Almacenamiento (puede requerirse para climas fríos).
Profundidad de los acuíferos, m.	0.6 - 0.9 (mínimo)	3.0 (profundidades menores son aceptables donde se proporcionará drenaje).	No crítica	No crítica
Pendiente	menos del 20% tierras cultivables y menos del 40% en tierras no cultivables.	No crítico, pendientes excesivas requieren mucho terraplen.	Pendientes finales de 2-8%	Generalmente menor de 5%.
Permeabilidad del suelo.	De moderadamente baja a moderadamente alta.	Alta (arena, margarenosa)	Baja (arcilla ciega y suelos con capas impermeables).	Baja o moderada

Tabla No. 3. Comparación de la Calidad del Agua Tratada del Proceso de Tratamiento en Tierra, mg/l .

Constituyente, mg/l	Irrigación		Infiltración rápida		Flujo de tierra	
	Promedio	Máxima	Promedio	Máxima	Promedio	Máxima
DBO	2	5	2	5	10	15
Sólidos suspendidos	1	5	2	5	10	20
Nitrógeno amoniacal como N	0.5	2	0.5	2	0.8	2
Nitrógeno total como N	3	8	10	20	3	5
Fósforo total como P	0.1	0.3	1	5	4	6

## 2.1. Irrigación

Este, es el proceso de mayor predominio en la actualidad, - incluye la aplicación de aguas residuales y efluentes a la tierra para su tratamiento y proporcionar los requerimientos a las plantas para su crecimiento. Los efluentes aplicados son tratados por medios físicos, químicos y biológicos. Los efluentes se pueden aplicar a cosechas o vegetación, incluyendo bosques, utilizando técnicas de aspersión o de superficie, para propósitos - tales como: liberación de descargas superficiales de nutrientes; recuperación económica por el uso del agua con nutrientes para producir cosechas comerciales; conservación del agua para cuando los parques, canchas jardines, etc., son irrigados; y preservación y engrandecimiento de zonas verdes y espacios abiertos.

Donde el agua empleada en irrigación es valiosa, las cosechas pueden ser irrigadas usando tasas de consumo de 2.5-7.5 cm/semana, dependiendo del tipo de cosecha, y de la recuperación económica de su venta, que puede ser balanceada contra el costo en el incremento en los sistemas de distribución; por otro lado, donde el agua para irrigación es de poco valor, las cargas hidráulicas pueden incrementarse al máximo, de 6 a 10 cm/semana.

## 2.2. Infiltración Rápida

En la infiltración rápida el agua residual es aplicada al suelo en altas tasas (de 10 a 210 cm/semana), por esparcimiento en la cuenca o por atomización. El tratamiento ocurre tan pronto el agua pasa a través del suelo. Los objetivos del sistema pueden incluir (1) recarga del agua subterránea, (2) tratamiento natural

seguido por bombeo o escurrimiento para recuperación, y (3) tratamiento natural con movimiento vertical y horizontal en el suelo y recarga a cuerpos de agua.

En sitios donde el agua subterránea se está degradando por la intrusión salina, se puede usar la recarga de agua para modificar el gradiente hidráulico y proteger el acuífero. Donde la calidad del agua renovada es importante cuando existen normas de control en la localidad donde se efectúa la descarga, se puede diseñar un retorno del agua renovada a la superficie, usando bombeo, escurrimiento o drenaje natural.

### 2.3. Flujo a Través de la Tierra

Este es, esencialmente, un proceso de tratamiento biológico, en el cual el agua residual es aplicada sobre la parte más alta de una extensión de terrazas, con pendiente, permitiendo el flujo a través de la superficie vegetativa hacia diques de colección de aguas residuales. La renovación del agua se efectúa por medios físicos, químicos y biológicos conforme el agua fluye en forma de lámina delgada hacia abajo en suelo relativamente impermeable.

El proceso puede ser usado como un sistema de tratamiento secundario, donde la descarga de un efluente nitrificado, bajo en DBO, es aceptable, o como un proceso de tratamiento avanzado. El último objetivo de este proceso, permitirá altas tasas de aplicación, de 15 a 40 cm/semana, dependiendo del grado de tratamiento requerido. En zonas donde las descargas de aguas residuales se prohíben, el agua de desecho puede aplicarse a la tierra mediante

sistemas de irrigación o de infiltración rápida.

#### 2.4. Otros Sistemas

El uso del ciénegas o pantanos y de estanques acuícolas para el tratamiento del agua, recientemente ha recibido mucha atención debido a la gran cantidad de zonas pantanosas y ciénegas, y debido a su habilidad para mejorar la calidad del agua. También se ha estudiado el uso de lirio acuático y varias combinaciones de plantas y peces para mejorar la calidad del agua.

### 3. FACTORES DE DISEÑO

Para la mayoría de los sistemas de aplicación o disposición de aguas residuales en suelos, se dispone de una gran variedad de métodos para satisfacer las características de un sitio específico, clima, requerimientos de tratamiento y objetivos del proyecto. Los factores que normalmente se consideran en el proceso de diseño, se muestran en la Tabla No. 4.

#### 3.1. Sistemas de Irrigación

La aplicación controlada de las aguas residuales o de los efluentes de las plantas de tratamiento, por asperción o por irrigación superficial sobre la tierra para mantener el crecimiento de las plantas, es el método que generalmente produce los mejores resultados de todos los sistemas de disposición en tierra en términos de confianza y calidad del agua tratada.

##### 3.1.1. Selección de Sitio de Aplicación.



Tabla No. 4. Consideraciones Generales de Diseño

Características de las aguas residuales.	Clima	Geología	Suelo	Siembras	Topografía	Aplicación
Flujo	Precipitación	Agua Subterránea	Tipo	Naturales de la región	Pendiente	Método
Carga de constituyentes	Evapotranspiración	Profundidad de la estación	Grado o graduación	Capacidad de remoción de nutrientes	Aspecto de la pendiente	Tipo de equipo
	Temperatura	Calidad	Infiltración/permeabilidad		Peligro de erosión	Tasa de aplicación
	Estación de cultivo	Puntos de descarga	Tipo y cantidad de arcilla	Niveles de toxicidad	Manejo del cultivo y de cosecha	Tipos de drenaje
	Ocurrencia y profundidad de la tierra firme	Roca sólida Tipo	Capacidad de intercambio catiónico	Mezclado y tolerancia a la sombra		Cuerpos de agua aledaños
	Requerimientos de almacenamiento	Profundidad	Potencial de adsorción de fósforo	Comercialización		
	Velocidad y dirección del viento	Permeabilidad	Potencial de adsorción de metales pesados			
			pH			
			Materia orgánica			

Los principales factores y criterios generales para la selección del sitio de aplicación se muestran en la Tabla No. 5. La capacidad de drenaje del suelo es quizá el factor primario, ya que junto con el tipo de cultivo o vegetación seleccionada, se determina la carga de agua a aplicar; se prefiere, generalmente, un suelo moderadamente permeable capaz de infiltrar aproximadamente 5 cm/día o más sobre una base intermitente.

### 3.1.2. Tratamiento de Preaplicación.

El grado de tratamiento requerido por las aguas residuales, depende de un gran número de factores, incluyendo las normas para consumo de agua para uso público, la carga a aplicar con respecto a las características críticas de las aguas residuales y la efectividad deseada.

### 3.1.3. Tasa de Aplicación.

Para determinar cuáles características de las aguas residuales serán limitantes, se deberán de efectuar balances de agua, nitrógeno, fósforo, materia orgánica y otros constituyentes presentes en altas concentraciones. De estos balances, la tasa de aplicación se usará para calcular el área requerida, para la disposición de las aguas residuales.

#### - Carga Hidráulica

Los elementos a ser considerados en la determinación de la carga hidráulica son: cantidad de agua residual a aplicar, precipitación, evapotranspiración, percolación y

Tabla No. 5. Factores y Criterios para la Selección del Sitio de Aplicación de Aguas Residuales para Irrigación.

F a c t o r	C r i t e r i o
<p>Suelo:</p> <p>Tipo</p> <p>Drenaje</p> <p>Profundidad</p>	<p>Se prefieren suelos arcillosos, sin embargo, la mayor parte de suelos, desde arenosos a arcillosos, son aceptables.</p> <p>Se prefiere un suelo con buen drenaje.</p> <p>Uniforme, de 1.5 a 1.8 m o más a lo largo del sitio de aplicación.</p>
<p>Agua Subterránea:</p> <p>Profundidad del agua subterránea</p> <p>Control del agua subterránea</p> <p>Movimiento del agua subterránea</p> <p>Pendiente</p> <p>Formaciones subterráneas</p> <p>Aislamiento</p> <p>Distancia de la fuente de las aguas residuales</p>	<p>Se recomienda 1.5 m como mínimo. Se puede requerir drenaje para obtener este mínimo.</p> <p>El control es necesario para asegurar la renovación si el perfil del agua es menor de 3.1 m de la superficie.</p> <p>La velocidad y dirección del agua debe ser determinada.</p> <p>Son recomendables las pendientes moderadas.</p> <p>Las formaciones deben ser identificadas y analizadas con respecto a las interferencias con el agua subterránea o con el movimiento del agua percolada.</p> <p>Se recomienda aislamiento moderado del área de aplicación al público; el grado de aislamiento depende de las características de las aguas residuales, método de aplicación y cultivo.</p> <p>Una distancia apropiada es una forma de economía.</p>

aguas de desecho. Para sistemas de irrigación, la cantidad de agua residual aplicada más la precipitación - debe ser igual a la evapotranspiración más una cantidad limitada de percolación más el agua almacenada. El balance hidráulico es:

$$\text{Precipitación} + \text{Agua Residual Aplicada} = \text{Evapotranspiración} +$$

$$\text{Percolación} + \text{Agua Residual Almacenada.}$$

Para la evaluación del balance de agua, por mes y por año, se deberán de tomar en consideración las variaciones estacionales en cada uno de estos conceptos.

Ejemplo.

Determine el balance de agua para un sistema de irrigación de  $3\,785\text{ m}^3/\text{día}$  (1 mgd); y los requerimientos de almacenaje del agua para el mismo sistema. Haga las siguientes consideraciones:

- a. La precipitación y transpiración de diseño se seleccionan para el año más lluvioso, entre un intervalo de datos de 10 a 25 años, con su distribución promedio mensual (ver Tabla 6 y columnas 2 y 5 ).
- b. El sitio de aplicación es casi plano y nivelado. El área es de 48.56 Has (aproximadamente 120 acres).
- c. El cultivo es pasto de Bermudas.
- d. El suelo es profundo, y areno-arcilloso.
- e. Las aguas residuales se colectaran y almacenaran para su reaplicación. El año de diseño empieza en oc-

Tabla No. 6. Balance de Agua y Cálculo del Almacenamiento para un Sistema de Irrigación (Ejemplo).

( cm )

Mes	Evapotranspiración	Percolación	Pérdidas (2)+(2)=	Precipitación	Agua Residual Aplicada (4)-(5) =	Agua Residual Disponible (7)	Agua Total Disponible (5) + (7) =	Variación en Almacenamiento. (8)-(4)=	Almacenamiento Total.
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)
Octubre	5.842	25.4	31.242	4.064	27.178	23.690	27.754	-3.488	0
Noviembre	2.540	25.4	27.940	6.096	21.844	23.690	29.786	1.846	1.846
Diciembre	1.270	12.7	13.970	6.858	7.112	23.690	30.546	16.576	18.422
Enero	0.508	12.7	13.208	7.620	5.588	23.690	31.310	18.102	36.524
Febrero	0.762	12.7	13.462	7.112	6.350	23.690	30.802	17.340	53.846
Marzo	2.794	25.4	28.194	8.636	19.558	23.690	32.326	4.132	57.996
Abril	7.620	25.4	33.020	7.620	25.400	23.690	31.310	-0.710	57.286
Mayo	8.890	25.4	34.290	5.334	28.956	23.690	29.024	-5.266	52.02
Junio	12.192	25.4	37.592	2.540	35.052	23.690	26.230	-11.362	40.658
Julio	15.240	25.4	40.640	1.270	39.370	23.690	24.96	-15.680	24.978
Agosto	14.478	25.4	39.878	2.794	37.084	23.690	26.484	-13.394	11.584
Septiembre	9.906	25.4	35.306	5.080	30.226	23.690	28.770	-6.356	5.048
Total Anual	82.042	266.7	348.742	65.024	283.718	284.280	349.302		

tubre con un cuerpo de almacenamiento vacío.

Solución:

- De acuerdo con el balance de nutrientes, la tasa de diseño permitida para percolación es de 25.4 cm/mes de marzo a noviembre y de 12.7 cm/mes para los demás meses.
- El agua pérdida (columna 4), se calcula sumando la evaporación y percolación (columna 2 y 3).
- El agua residual aplicada (columna 6) es la diferencia entre el agua pérdida y la precipitación.
- El agua residual disponible, por mes, (columna 7) - se calcula:

$$\text{Agua residual disponible} = \frac{Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right) 10 \left( \frac{\text{Ha} - \text{cm}}{\text{mil m}^3} \right)^*}{A (\text{Ha})}$$

$$\text{Agua residual disponible} = \frac{3\,785 \times 30.4 \times 10 \frac{1}{10^3}}{48.56} = 23.69 \text{ cm/mes}$$

$$\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \times \frac{\text{días}}{\text{mes}} \times \frac{\text{cm}}{\text{m}} \times \frac{1}{\text{Ha}} \times \frac{\text{Ha}}{\text{m}^2} = \text{cm/mes}$$

- El total del agua disponible (columna 8), es la suma del agua residual disponible y la precipitación.
- La variación mensual en el almacenamiento (columna 9), es la diferencia entre la cantidad de agua total disponible y el agua pérdida.
- El almacenamiento total acumulado de agua (columna 10),

\*  $10 \left( \frac{\text{Ha} - \text{cm}}{\text{mil m}^3} \right) = \text{factor de conversión.}$

se calcula sumando la variación mensual del almacenamiento.

- h. Como se observa en la Tabla No. 6, el almacenamiento máximo corresponde al mes de marzo con 57.966 cm. - Este es equivalente a un volumen de almacenamiento - de:

$$\begin{aligned} \text{Volumen de almacenamiento} &= 57.966 \text{ cm} \times 48.56 \text{ Has} = 2\,814.82 \text{ Has-cm} = \\ &28 \text{ Ha-m.} \end{aligned}$$

- i. El agua residual aplicada, sobre una base anual, es de 283.72 cm (2.84 m), con aproximadamente 8.9 cm/semana aplicada como la tasa máxima en el mes de julio - (que es cuando se tiene precipitación y mayor evapotranspiración).

#### - Carga de Nitrógeno

El balance de nitrógeno total es tan importante como el balance de agua ya que los iones nitrógeno son variables en el suelo y pueden afectar la calidad del agua del cuerpo receptor. Sobre una base anual, el nitrógeno aplicado debe ser dosificado para proporcionar lo que el cultivo demanda, la denitrificación, volatilización, adición al agua subterránea o superficial, y almacenaje en el suelo. El nitrógeno es necesario en todas sus formas (orgánico, amoniacal, nitritos y nitratos), porque interacciona en el suelo. La carga de nitrógeno total se calcula:

$$N = 0.1 \text{ C L (sistema métrico)}$$

$$N = 27 \text{ C L (sistema Inglés)}$$

donde:

N = carga anual de nitrógeno kg/Ha-año

C = concentración total de nitrógeno, mg/l

L = carga líquida anual. cm/año

0.1 y 2.7 = factores de conversión.

- Balance de Masa de Fósforo

El fósforo es removido en la percolación del agua residual por fijación y precipitación química. Para irrigación. la carga de fósforo generalmente será mayor a la capacidad que tiene el suelo para fijar y precipitar fósforo. Generalmente, menos del 20% de fósforo aplicado es asimilado por los cultivos, y el remanente permanece en la capa del suelo. El fósforo removido por adsorción puede estimarse usando la ecuación de la isoterma de adsorción de Langmuir.

- Carga Orgánica

La carga orgánica diaria promedio será calculada en base a la carga líquida y concentración de  $DBO_5$  aplicada en las aguas residuales. Thomas, ha estimado que entre 11.2 y 28.0 kg/Ha-día se necesitan para mantener un contenido de materia orgánica estática en el suelo. Adiciones de materia orgánica, en estas tasas, ayudan a acondicionar el suelo y a abastecer el carbón oxidado por los microorganismos. Se pueden usar tasas más elevadas, dependiendo del tipo de sistema y del período de reposo. Los períodos de reposo, permiten a las bacterias



del suelo descomponer la materia orgánica y ayudar para que el agua se drene unos cuantos centímetros, manteniéndose condiciones aerobias adecuadas. Los períodos de reposo pueden variar de menos de 1 día a 14 días, - sin embargo, se recomiendan períodos de 5 a 10 días. - El período que se dé, dependerá del cultivo, tipo de terreno y condiciones de manejo.

#### - Requerimientos de Area

El área total requerida incluye zonas para tratamiento, buffer y almacenamiento (si es necesario), sitios para edificios, carreteras, zanjias y superficies para emergencias y expansiones futuras.

El área de trabajo, superficie en la cual el proceso se lleva a cabo, se determina en base a las cargas aceptables para cada uno de los parámetros (agua, nitrógeno, fósforo, materia orgánica y otros), para después seleccionar el área de mayores dimensiones. La carga de los parámetros que corresponda al área de mayor tamaño, es la carga crítica. Los requerimientos de área de trabajo basada sobre la carga de agua, se calcula:

$$\text{Area de trabajo (ha)} = \frac{3.65 Q}{L}$$

o

$$\text{Area de trabajo (acres)} = \frac{1118 Q}{L}$$

donde:

Q = gasto, m<sup>3</sup>/día (M gal/día)

L = carga anual de líquido, cm/año (ft/año)

3.65 y 1118, factores de conversión.

Ejemplo:

Se desea diseñar un sistema de irrigación para un gasto de 30 l/seg y una tasa de aplicación de 6 cm/semana; cuál es el área requerida si el sistema se diseña para un año completo de operación con una aplicación de 36 semanas/año?

Datos:

$$Q = 30 \text{ l/seg}$$

$$L = 6 \text{ cm/semana}$$

$$t_a = 36 \text{ semanas/año}$$

Solución:

$$Q = 30 \frac{\text{l}}{\text{seg}} \times \frac{\text{m}^3}{10^3 \text{l}} \times \frac{86400 \text{ seg}}{1 \text{ día}} = 2592 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$L = 6 \frac{\text{cm}}{\text{semana}} \times \frac{36 \text{ semanas}}{\text{año}} = 216 \text{ cm/año}$$

$$\text{Area de trabajo requerida} = \frac{3.65 \times 2592}{216} = 43.8 \text{ Has.}$$

Los requerimientos de área de trabajo con respecto a la carga de constituyentes, tal como nitrógeno, se calcula con la ecuación siguiente:

$$\text{Area de trabajo (ha)} = \frac{0.365 C Q}{L_C}$$

o

$$\text{Area de trabajo (acres)} = \frac{3040 C Q}{L_C}$$

---

\* Nota: Es importante observar que el gasto se tiene durante todo un año (365), sin embargo, el período de aplicación es de sólo 36 semanas. Esta variación se considera con el factor de conversión.

donde:

C = concentración del constituyente, mg/l

Q = gasto, m<sup>3</sup>/día (M gal/día)

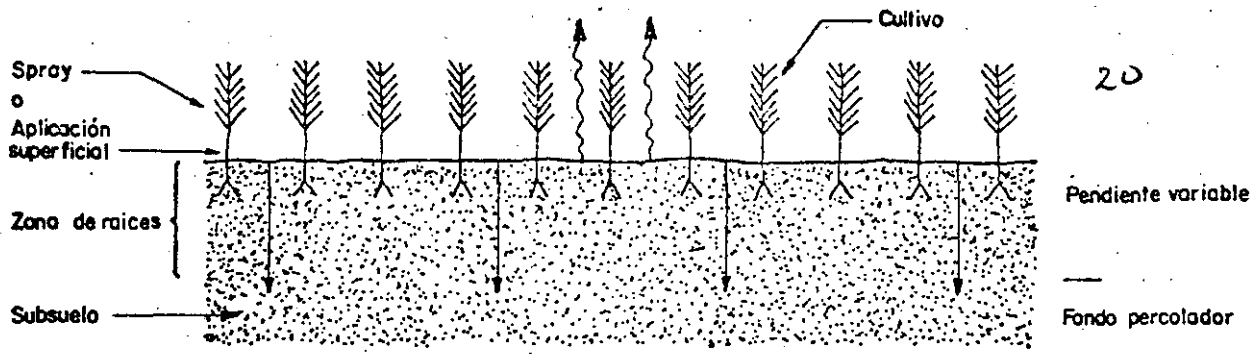
L<sub>C</sub> = carga del constituyente, kg/ha-año (lb/acre-año)

#### - Selección del Cultivo

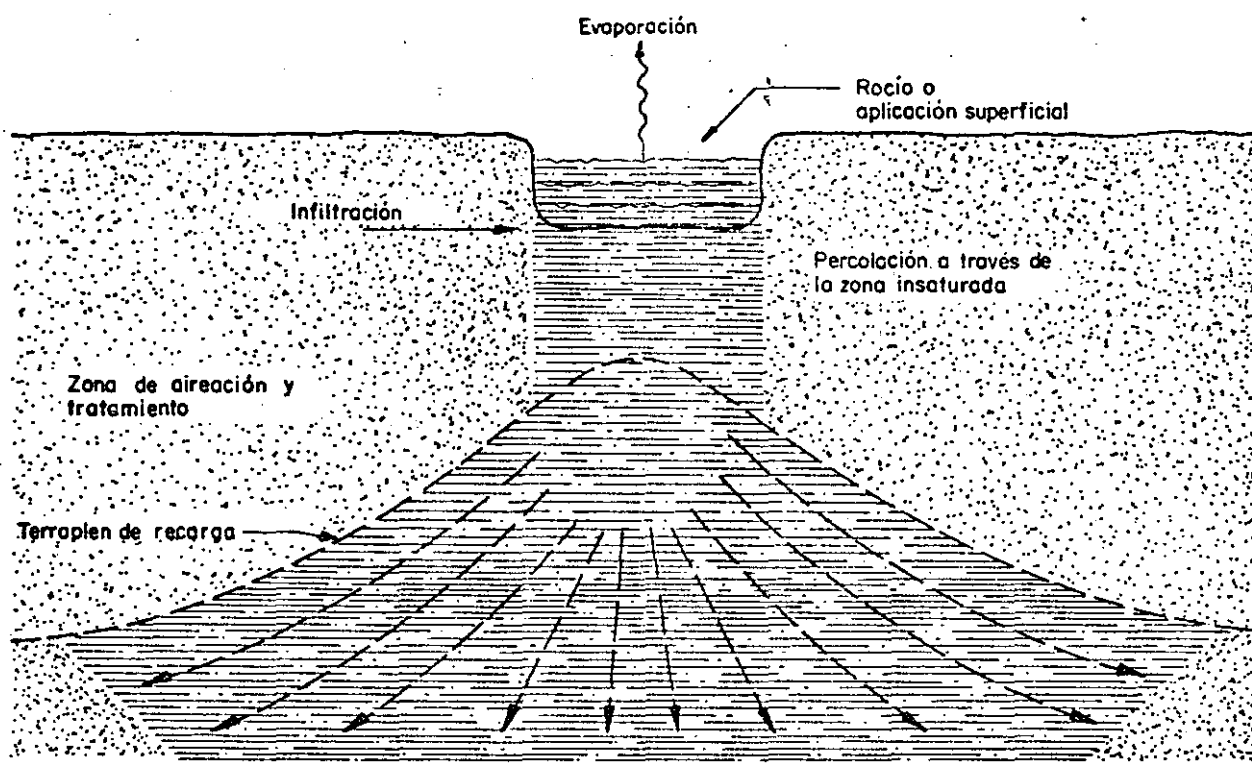
Los aspectos más importantes a considerar en la selección del cultivo para sistemas de irrigación son: capacidad de remoción de nitrógeno, necesidad de agua y tolerancia (calidad), sensibilidad a los constituyentes de las aguas residuales, normas de salud pública y consideraciones de manejo de cultivo.

#### - Técnicas de Distribución

En la actualidad, se disponen de más de 20 técnicas de distribución para la aplicación de aguas residuales. Las técnicas de distribución se pueden dividir en dos grupos principales: sistemas de rociado o aspersión y de superficie (ver Fig. 2). Sin embargo su uso debe estar de acuerdo con la economía, eficiencia, operación y mantenimiento del sistema y confianza por parte del usuario.

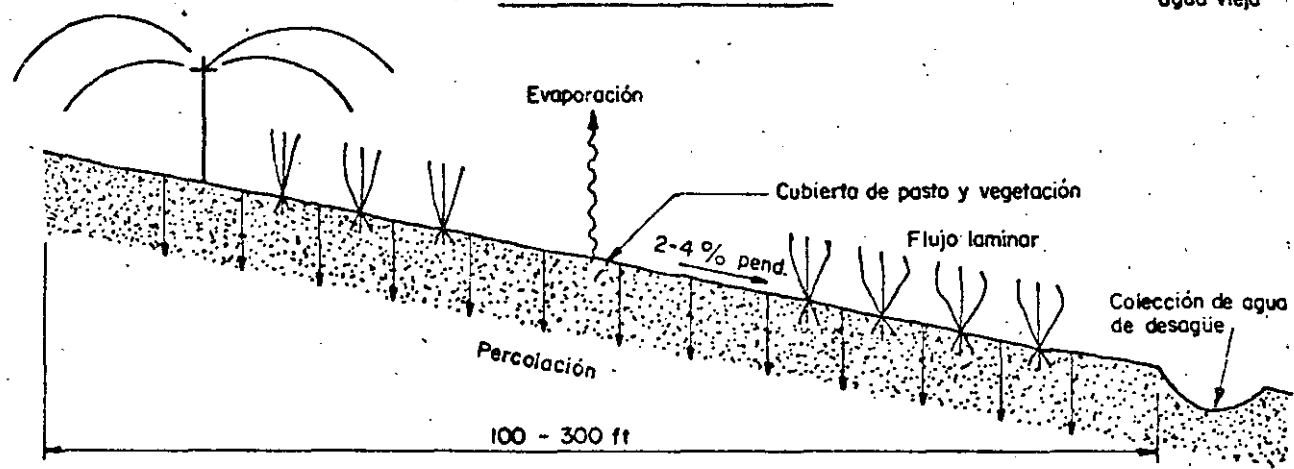


a) Irrigación



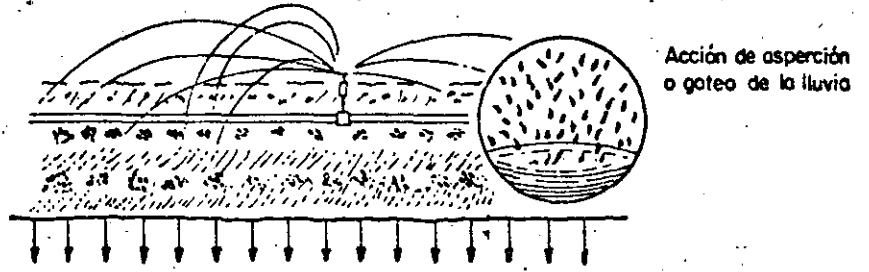
b) Infiltración - Percolación

Mesa de agua vieja



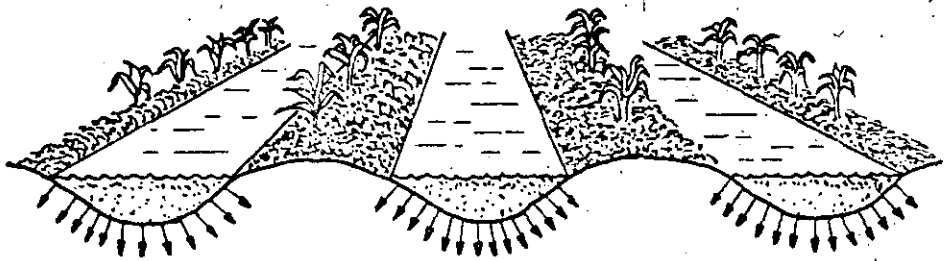
c) Flujo a través de la tierra

Fig. 1.- MÉTODOS DE DISPOSICION EN TIERRA DE AGUAS RESIDUALES.



Acción de aspersión o goteo de la lluvia

(a)



(b)

Fig. 2.- TECNICAS DE IRRIGACION. (a) ASPERCION, (b) SURCO.(DE SUPERFICIE)



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

ASPECTOS RELEVANTES DEL REUSO DEL AGUA EN MEXICO

M. EN I. ROBERTO J. CONTRERAS MARTÍNEZ

NOVIEMBRE, 1985.

## ASPECTOS RELEVANTES DEL REUSO DEL AGUA EN MEXICO

1. INTRODUCCION
  
2. FACTIBILIDAD DEL REUSO DEL AGUA EN MEXICO
  - 2.1 Reuso del Agua en la Agricultura
  - 2.2 Reuso del Agua en la Industria
  - 2.3 Reuso del Agua en los Municipios
  - 2.4 Reuso del Agua en la Recarga de Acuíferos
  - 2.5 Reuso del Agua para Fines Recreativos
  
3. EFECTO DEL REUSO DEL AGUA EN MEXICO
  
4. CRITERIOS PARA EL REUSO DEL AGUA
  
5. CONCLUSIONES GLOBALES

## 1. INTRODUCCION

México es un país que presenta problemas entre la disponibilidad y demanda del recurso hidráulico en los principales centros poblacionales e industriales. En la actualidad, el crecimiento acelerado del país ha implicado, necesariamente la reutilización de las aguas residuales como una fuente de abastecimiento de agua a diferentes niveles, como son: el agrícola, industrial, piscícola, recreativo, recarga de acuíferos y, ultimamente, municipal.

Hasta la fecha, la susceptibilidad de llevarse a cabo el reuso del agua ha dependido, básicamente, del tipo de sector que la demande, de los volúmenes que requiera, de la calidad adecuada para evitar riesgos a la salud del hombre y al medio ambiente, y de los costos en que se incurra al tratar las aguas residuales.

Es necesario hacer notar que en nuestro país se ha practicado desde hace varios años el reuso del agua residual en la agricultura, debido a que este tipo de aguas son muy estimadas por los agricultores; sin embargo, se requiere extender e incrementar el aprovechamiento de estas aguas, crudas o tratadas, a otros sectores económicamente activos del país y realizar estudios y experimentaciones para definir los criterios técnicos con la finalidad de reglamentar el reuso del agua de acuerdo con la actividad a la que se destine, para evitar desequilibrios ecológicos y daños a la salud humana.



## 2. FACTIBILIDAD DEL REUSO DEL AGUA EN MEXICO

Con los avances tecnológicos logrados a nivel nacional y mundial, es factible el utilizar aguas residuales para cualquier uso, dependiendo de este uso, dependerá el nivel de tratamiento que requieran estas aguas. En muchas ocasiones no es económicamente factible tratar aguas residuales para aprovecharlas en usos primarios, sobre todo cuando se requiere de grandes volúmenes de agua de alta calidad, debido al incremento, muchas veces exagerado, del costo.

En base a la calidad del agua a emplear, a los valores recomendables y permisibles de contaminantes presentes en el agua para un uso específico y al costo del tratamiento de las aguas residuales, se determinará la factibilidad y las posibilidades del reuso del agua en los diferentes sectores del país.

### 2.1 Reuso del Agua en la Agricultura

En México, los problemas tanto poblacional como alimenticio han empezado a agudizarse en estos últimos años. La densidad demográfica del país se esta incrementando rápidamente lo que implica una disminución en las zonas productoras de alimentos, debido a la urbanización de áreas cultivables, lo que propicia la importación de productos alimenticios básicos. Por lo anterior, es necesaria la apertura de nuevas zonas de cultivo donde la disponibilidad del agua sea.

adecuada; para ello, una de las alternativas es el uso controlado de las aguas residuales, principalmente en las zonas de temporal, con la finalidad de que se incremente el número de cosechas al año.

Existe un amplio potencial de aguas residuales que pueden ser aprovechadas en la agricultura. Sin embargo, para darles el uso apropiado y evitar alteraciones en el medio ambiente y en la salud humana, se están efectuando estudios tendientes a investigar, experimentar y definir criterios y proponer normas, métodos, sistemas y procedimientos, que técnica y económicamente sean más convenientes para garantizar su aprovechamiento, con lo que se pretende lograr: una disposición adecuada de las aguas residuales, disminuir la contaminación de cauces superficiales, incrementar la productividad unitaria en las zonas de riego, aumentar el número de cosechas anuales, disminuir la incidencia de enfermedades, etc.

La práctica de utilizar en riego aguas residuales provenientes de efluentes municipales, es ampliamente conocida y estimada por sus elevados contenidos de macro y micronutrientes, así como por sus concentraciones de materia orgánica que mejoran la textura del suelo cultivable, sin embargo, no es posible generalizar sobre las cualidades benéficas de este aprovechamiento ya que también se han detectado serios problemas de afección agrícola derivados en general del desconocimiento de las características del agua, cultivos y suelo y de las técnicas de utilización de tales recursos.

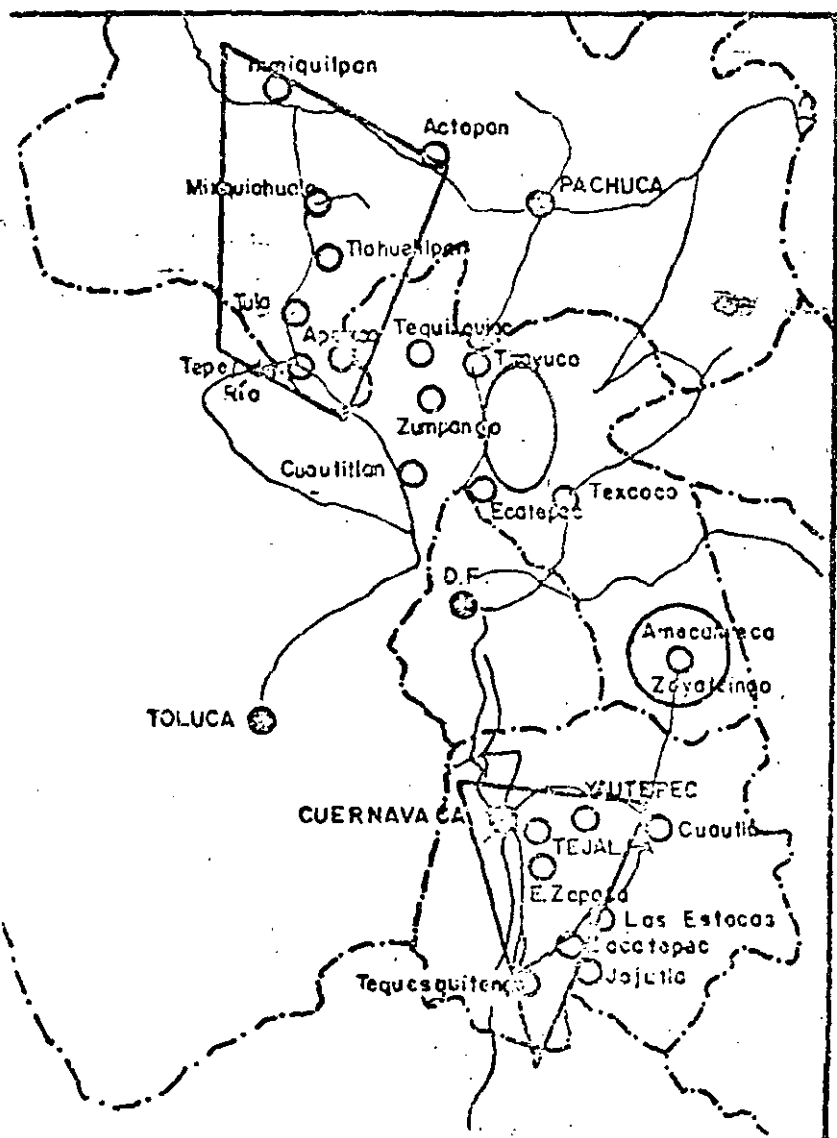
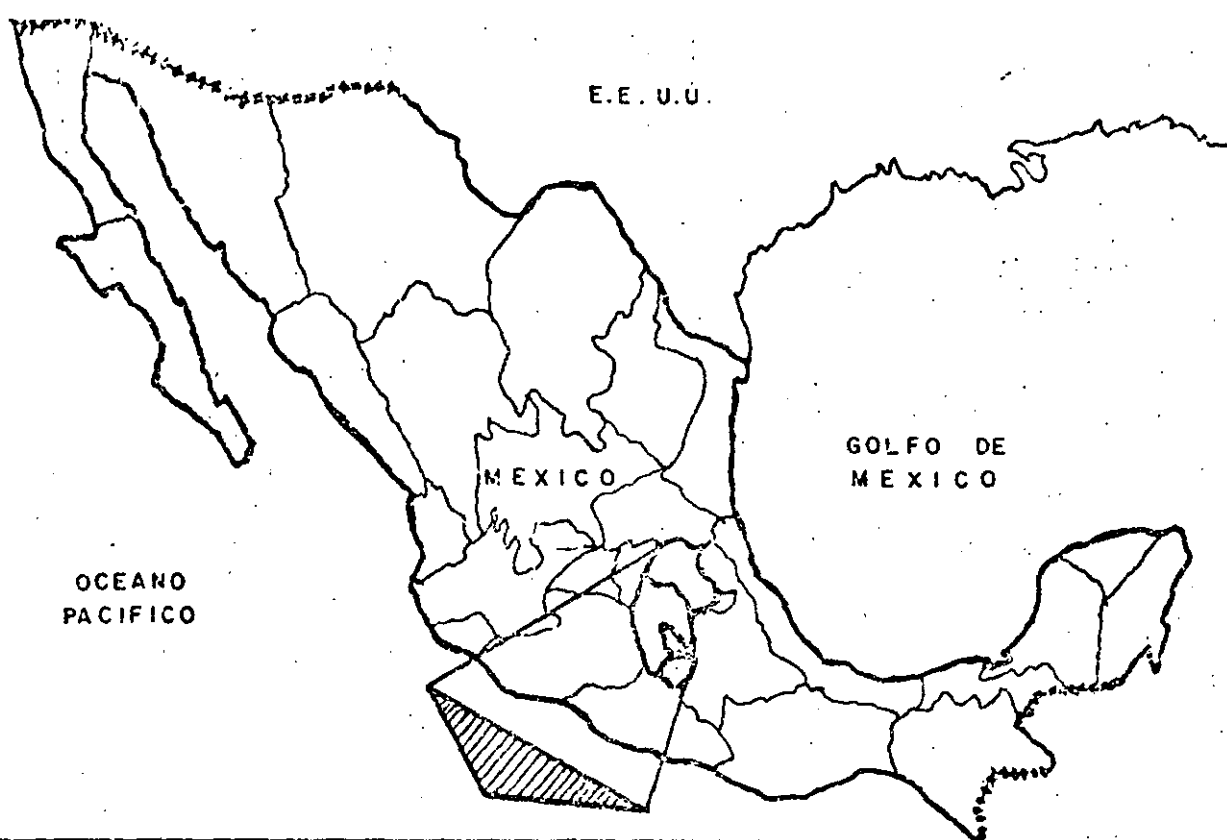
Es por ello que el reuso del agua requiere de asesoramiento técnico.

Para el estudio representativo del reuso del agua en la agricultura en México, se han seleccionado tipos de agua representativos, ya que el considerar la totalidad de las regiones que emplean aguas residuales representa grandes esfuerzos técnicos y económicos, que presentan condiciones favorables y desfavorables para la reutilización y que actualmente son aprovechados, éstos se presentan en la tabla 1 y se localizan en la figura 1. Mientras que, la tabla 2 señala las calidades típicas del agua residual empleada.

Tabla No. 1 TIPOS DE AGUA INCLUIDOS EN EL ESTUDIO

TIPO DE AGUA	ZONA DE APLICACION
Residual Industrial	Municipio de Jiutepec, Mor.
Residual Doméstica	Distrito de Riego 88
Residual Combinada	Distritos de Riego 03 y 88
De Retorno Agrícola	Distrito de Riego 03
De Primera Calidad	Zoyatzingo, Edo. de México y Distrito de Riego 03

Con este tipo de estudios se pudieron determinar las ventajas del reuso del agua, como son: liberar volúmenes considerables de agua de mejor calidad a la cual puede darse otro uso, incrementar las áreas de riego, fomentar el desarrollo pecuario, aumentar el valor de los terrenos al



**DESCRIPCION DE LAS ZONAS DE ESTUDIO.**

**DISTRITO DE RIEGO 03**

Extención (Aprox.): 50,000 Has.  
 Tipo de Agua de Riego:  
 Residual Combinada (Negra).  
 De Retorno Agrícola.  
 De Primera Calidad (Blanca).  
 Mixta (Negra 76%, Blanca 24%).  
 Cultivos: Alfalfa, Maíz, Jitomate y Trigo.  
 Producción:  $3.00 \times 10^6$  s/año

**DISTRITO DE RIEGO 88**

Extención (Aprox.): 8,600 Has.  
 Tipos de Agua de Riego:  
 Residual Combinada  
 Residual Doméstica  
 Cultivos: Alfalfa, Maíz, Ramolacho.  
 Producción:  $20 \times 10^6$  s/año

**VALLE DE CUERNAVACA**

Extención (Zona afectada): 17,000 Has  
 Tipo de Agua de Riego  
 Residual Industrial  
 Cultivos: Cana de azúcar, arroz, hortalizas, frutales, flores de ornato.  
 Producción:  $142 \times 10^6$  s/año

**ZOYATZINGO**

Zona Testigo  
 Tipo de Agua de Riego  
 Primera calidad (de desvío)

Figura No. 1 LOCALIZACION DE LAS ZONAS DE ESTUDIO PARA EL REUSO DEL AGUA EN LA AGRICULTURA

TABLA 2. CALIDADES TÍPICAS DEL AGUA RESIDUAL

Parámetro	Tipo de Agua Residual			
	Industrial (1)	Doméstica (2)	Combinada (3)	Retorno agrícola (4)
C.E. ( u m o h s / c m )	2390.0	1560.0	1726.0	2467.0
pH	6.02	7.2	7.7	8.06
N total	29.4	42.0	17.2	103.4
P total	7.4	21.0	26.0	5.2
Cl <sup>-</sup>	312.0	116.0	184.0	228.0
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	126.0	-	210.0	125.0
RAS	15.0	6.2	10.5	7.29
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> residual (mg/l)	4.1	4.3	5.7	7.33
Clasificación	C <sub>4</sub> - S <sub>4</sub>	C <sub>3</sub> - S <sub>2</sub>	C <sub>3</sub> - S <sub>3</sub>	C <sub>4</sub> - S <sub>4</sub>
Boro	0.12	1.2	1.31	1.24
Mercurio	0.06	0.0004	0.002	0.002
Plomo	0.45	0.11	0.16	0.4
Cadmio	0.02	0.03	0.03	0.03
Níquel	0.15	0.08	0.10	0.13

- Notas:
- (1) Calidad promedio del agua residual industrial de CIVAC, Mor
  - (2) Calidad promedio del agua residual doméstica en México
  - (3) Calidad promedio del agua residual del Gran Canal del Desagüe de la Cd. de México
  - (4) Calidad promedio del agua residual de retorno agrícola en el DR-03.

Fuente: Reuso del agua en la Agricultura, 3ª Etapa. Subsecretaría de Planeación, DGUAPC, S.R.H. - México 1976.

contar con riego seguro, tener un sistema de disposición de aguas residuales de bajo costo, etc.; y las desventajas: aguas residuales de cierta calidad, principalmente de origen industrial, que tienen efectos adversos sensiblemente superiores, contribuyendo a incrementar los riesgos de afectación a los suelos, cultivos y consumidores.

Estas se han determinado, hasta cierto punto, sin considerar la rentabilidad de la aplicación a diferentes lapsos de tiempo.

## 2.2 Reuso del Agua en la Industria

El reuso del agua residual industrial en la agricultura es limitado sobre todo si se considera que el mayor consumo de agua por la industria es para enfriamiento, siendo el alta temperatura de mucho riesgo para el cultivo, sobre todo si el pH de la misma es ácido, como ocurre con las descargas del complejo industrial de CIVAC donde las condiciones anteriores causaron decrementos hasta de un 50% en la productividad de los cultivos. Por otro lado, los riesgos de sodicidad y salinidad del agua son altos, alcanzándose la clasificación  $C_4S_3$  en las descargas que se han estudiado, lo que hace impropio su aprovechamiento agrícola. La reutilización del agua residual industrial para fines agrícolas deberá ser estudiada en cada caso en particular ya que existen industrias

cuyos efluentes presentan una elevada concentración de metales tóxicos y sales, lo cual se traduce en daños a los suelos y nulos rendimientos en los cultivos.

En la industria existen infinidad de procesos para la aplicación por etapas de la reutilización y regeneración del agua industrial. Como se mencionó, la recirculación del agua en sistemas de enfriamiento es una de las prácticas más extendidas de reuso. Ejemplos de ésta práctica se tienen en las industrias de la celulosa y el papel, azucarera, curtiduría, etc.

En la mayoría de los casos en que se incluya el reuso del agua residual, será necesario emplear alguna forma de tratamiento en función de las condiciones del agua residual y el uso posterior a que se le destine. Tomando en cuenta que muchas industrias tratan el agua de primera calidad para satisfacer la calidad requerida en algún uso específico (por ejemplo el agua para las calderas), los sistemas de tratamiento podrían ser considerados ampliaciones o mejoras de los ya existentes. Para determinar el grado de tratamiento, será necesario conocer los procesos más empleados en la industria y la calidad del agua que necesitan.

El agua que la industria demanda se puede clasificar en cuanto al uso asignado, o de acuerdo al tipo de industria que la demanda. En cuanto al uso asignado, son cuatro los principales conceptos que se consideran en la mayoría de las industrias consumidoras de agua :

- a. Agua de enfriamiento
- b. Agua para calderas
- c. Agua de proceso
- d. Agua para usos generales

La tabla 3 muestra el uso del agua en algunos sectores industriales de mayor demanda.

El establecimiento de los valores permisibles de contaminantes para el reuso del agua en los diversos procesos industriales, se basa fundamentalmente en el análisis de información relativa a las operaciones que se desarrollan en las principales industrias del país, describiendo, en forma general, los procesos que utilizan agua. La tabla 4 muestra valores típicos de la calidad del agua para algunas industrias.

Una comparación económica respecto al costo neto para operaciones múltiples de reuso y recirculación del agua es la siguiente:

$$\begin{array}{rcl}
 \text{Costo neto} = & \text{Costo por adquisición} & + \text{Costo del tratamiento del} \\
 & \text{del suministro de agua} & \text{agua para primer uso} \\
 & & \\
 & + \text{Costo de tratamiento} & + \text{Costo de tratamiento del} \\
 & \text{del agua para su} & \text{agua para reuso} \\
 & \text{disposición} & \\
 & & \\
 & + \text{Costo del tratamiento} & - \text{Valor del producto} \\
 & \text{para la recuperación} & \text{recuperado} \\
 & \text{de subproductos} & \\
 & & \\
 & - \text{Valor del volumen de} & \\
 & \text{agua reusado} & 
 \end{array}$$



Tabla No. 3 USO DEL AGUA EN ALGUNOS DE LOS PRINCIPALES SECTORES INDUSTRIALES EN PORCIENTO DEL TOTAL POR SECTOR.

Sector Industrial	Enfriamiento	Proceso	Calderas	Otros
Alimenticia *	51.5	40.4	4.0	4.5
Química	76.5	17.5	2.3	3.7
Hierro y Acero	85.2	7.1	1.0	6.7
Celulosa y Papel	34.3	62.9	1.8	1.0
Petróleo	40.2	3.7	4.8	1.3

\* Incluye a la Industria Azucarera

Fuente : Referencia No. 3

Tabla No. 4. Valores típicos de la calidad del agua para algunas industrias.

Tipo de Industria	Turbiedad	Color	Dureza	Alcalinidad	pH	Sólidos disueltos totales	Fierro y Manganeso
<b>Cervecería</b>							
Clara	10	-	-	95	6.5-7.5	500	0.1
Obscura	10	-	-	150	7.0	1000	0.1
<b>Alimentos</b>							
Enlatado en General	10	-	-	-	-	-	0.2
Panadería	10	10	-	-	-	-	0.5
Enlatado de Legumbres	10	-	26 - 75	-	-	-	0.2
<b>Refrescos</b>	2	10	250	50	-	850	0.3
<b>Dulcerías</b>	-	-	50	-	-	100	0.2
<b>Lavanderías</b>	-	-	50	-	-	-	0.2
<b>Plásticos Transparentes</b>	2	2	-	-	-	200	0.02
<b>Pulpa y Papel</b>							
Madera	50	20	180	-	-	-	1.0
Kraft	25	15	100	-	-	300	0.2
Sulfito	15	10	100	-	-	200	0.1
<b>Papel Liviano</b>	5	5	50	-	-	200	0.1
<b>Textiles (Rayón)</b>							
Producción	5	5	8	50	-	-	0.05
Fabricación	0.3	-	55	-	7.8-8.3	-	0.0
<b>Textiles en General</b>	5	20	20	-	-	-	-
Tinturas	5	5-20	20	-	-	-	0.25
<b>Lavado en Lana</b>	-	-	20	-	-	-	1.0
<b>Tenerías</b>	20	70-100	50-135	133	8.0	-	0.2

Fuente: Referencia No. 8.

esta misma comparación se puede hacer con los sistemas de un solo paso y con recirculación.

Con base a estos y otros factores, pueden hacerse las consideraciones generales siguientes:

- a. La factibilidad de la recirculación con respecto al costo, dependerá de los ahorros debidos al manejo de un volumen menor de agua.
- b. Los sistemas de recirculación son mejores cuando la concentración de contaminantes en el agua es baja o son fácilmente eliminables y los requerimientos de calidad no son rígidos.
- c. Los sistemas de recirculación a menudo permiten la recuperación de subproductos, cosa que no es posible en sistemas de un solo paso.
- d. Los sistemas de un solo paso, son necesarios cuando es muy limitada la flexibilidad de los requerimientos de calidad, como en el procesamiento de alimentos y cerveza.

### 2.3 Reuso del Agua en los Municipios

Debido al elevado crecimiento de población en varias ciudades del país, al incremento en la demanda de agua para cubrir las necesidades de sus habitantes y de su industria y a la descarga de aguas residuales sin tratamiento a los

cuerpos receptores que se utilizan como fuentes de abastecimiento de las poblaciones, recientemente se han estado realizando estudios para determinar la factibilidad técnica, económica y social, de tratar las aguas residuales para reutilizarlas como fuente de agua potable.

Para lograr este objetivo, la calidad de las aguas residuales tratadas para uso municipal deberá ser tal que no ocasionen daños inmediatos ni mediatos a la salud, tratando, a la vez, de evitar la gradual acumulación de algunos contaminantes que ingeridos permanecen en el organismo humano y que pueden, en ocasiones, provocar efectos letales. La tabla 5 muestra los niveles máximos permisibles y recomendables de algunos parámetros objetables contenidos en fuentes de abastecimiento de agua para consumo humano, así como sus principales efectos.

Una de las principales limitantes para utilizar aguas residuales para fines municipales, incluyendo el agua para beber, es el costo que implica su tratamiento, ya que para lograr los niveles permisibles de contaminantes que deben tener estas aguas, se requiere aplicar tratamientos avanzados, los que requieren de elevadas inversiones. Sin embargo, conforme se incrementa la demanda y se agotan las fuentes cercanas de abastecimiento en los grandes núcleos urbanos, se deberá evaluar la conveniencia de tratar aguas residuales y utilizarlas para este fin (ver figura 2).

Tabla No. 5. NIVELES MAXIMOS PERMISIBLES Y RECOMENDABLES DE ALGUNOS PARAMETROS OBJETABLES EN FUENTES DE ABASTECIMIENTO DE AGUA PARA USO DOMESTICO

Parámetros	C o n c e n t r a c i ó n				E f e c t o
	1 (Permisible)	2 (Permisible)	3 (Recomendable)	4 (Permisible- en U.S.A.)	
Temperatura °C	condiciones normales ± 2.5	condiciones normales	Hasta 45	-	Incrementa el sabor y olor del agua
pH	6.5-8.5	6.0-8.0	6.0-8.0	6.0-8.5	Afecta el sabor del agua
Color U. Pt-Co	20.0	20	ausencia	15	Produce efectos estéticos adver- sos
Turbiedad U.T.J.	10.0	10	nula	30	El agua con turbiedad es estéticamente indeseable
Olor y Sa- bor	ausencia	ausencia	ausencia	ausencia	El olor en el agua esta asocia- do a sustancias objetables, --- principalmente organismos
Alcalinidad, mg/l		400	100	400	
Dureza To- tal, mg/l		300	70	250	Puede producir enfermedades car- diovasculares, hipertensión y ataques fulminantes
Sólidos di- sueltos, mg/l	1000		500	500	Efectos fisiológicos adversos permanentes
Oxígeno di- suelto, mg/l	4.0		4.0	5.0	Bajas concentraciones pueden ca- sionar condiciones anaerobias -- que puedan producir malos olores
Amoniaco - (N amoniacal) mg/l		0.50	1.0	0.05	Aguas con concentraciones de 28y 29% de amoniaco al ser ingeri- das tienen efectos letales. Produ- ce malos olores con otros com- puestos
Nitratos y Nitritos, mg/l		5.0 y 0.05	10	2.0-4.0	Excesivas concentraciones causan metamoglobinemia en los niños (niño azul)
Cloruros, mg/l		150	200	250	Produce mal sabor al agua
Sulfatos, mg/l		250	200	250	Tiene efecto laxante o catártico (purgante)

Tabla No. 5. ( Continuación ..... 2 )

Parámetros	C o n c e n t r a c i ó n				E f e c t o
	1 (Permisible)	2 (Permisible)	3 (Recomendable)	4 (Permisible- en U.S.A.)	
Agentes Surfactantes, mg/l	0.50		0.4	0.5	No son muy tóxicos. Producen mal sabor al agua y espuma. Afecta el poder bactericida del cloro
Cianuro, mg/l	0.20		0.3	0.10	Causan envenenamiento
Grasas y Aceites, mg/l	0.76	ausencia	0.3	0.05	Proporcionan olores y sabores indeseables
Arsénico, mg/l	0.05	0.05	0.04	0.05	Causan envenenamiento sistémico, es acumulativo y causa efectos crónicos
Bario, mg/l	1.00		1.0	1.0	Causa efectos tóxicos y cambios irreversibles sobre algunos tejidos. Además, es acumulable
Boro, mg/l	1.00		6.0	1.0	Dosis de 550-600mg producen efectos letales. En pequeñas concentraciones es estimulante a los músculos. Produce Borosis y afecta el sistema nervioso
Cadmio, mg/l	0.01		0.01	0.01	Es acumulable en los riñones e hígado. De 13-15 ppm en los alimentos produce enfermedad
Cobre, mg/l	1.00	3.0		0.2	No produce daños, excepto a altas concentraciones
Cromo hexavalente, mg/l	0.05	0.05	1.0	0.05	Produce efectos carcinogénicos, la necrosis en los riñones, hemorragias en el tracto gastrointestinal
Hierro, mg/l		0.30*	0.2	0.3	Proporciona mal sabor al agua
Fluor, mg/l		1.50	2.0	1.2	Ocasiona efectos en personas con mal funcionamiento en los riñones, dosis mayores 2250mg causan muerte

Tabla No. 5. ( Continuación .....3 )

Parámetros	C o n c e n t r a c i o n				E f e c t o
	1 (Permisible)	2 (Permisible)	3 (Recomendable)	4 (Permisible- en U.S.A.)	
Magnesio, mg/l		125	100.0	29	Proporciona mal sabor al agua - puede tener efectos laxantes o tóxicos en altas concentraciones
Manganeso, mg/l		0.30*	0.01	0.05	Se concentra en el hígado. Rara- vez presenta efectos crónicos Produce mal sabor al agua y favo- rece el crecimiento de microorga- nismos.
Mercurio, mg/l	0.005		0.004		Puede dañar el cerebro y el sis- tema nervioso central
Piomo, mg/l	0.05	0.10	0.10	0.05	Puede ocasionar efectos mentales adversos, principalmente en ni- ños. Es acumulativo.
Selenio, mg/l	0.01	0.05	0.1	0.01	Tóxico en grandes cantidades
Zinc, mg/l		15.0	5	5.0	Concentraciones de 675-2280mg/l pueden causar vómito
Radio 223, picocurie/l	3		9	3.0	Puede destruir la médula del hueso
Coliformes fecales, - NMP/100ml	200		0.0	2000	Causa enfermedades gastrointes- tinales.

1. SRH-SSA. "Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de las Aguas". SRH-SSA. México, D.F., 1973.
  2. SSA "Normas Mexicanas de Calidad para Agua Potable". SSA Diario Oficial. México, D.F., 1953.
  3. SARH "Estudio sobre Investigación del Comportamiento de la Calidad del Agua en Función de Descarga de Contaminantes y su Efecto en la Flora y Fauna Acuáticas". ECO-Ingeniería, S.A. DGPOE-SARH., México, D.F., 1980.
  4. EPA "Water Quality Criteria, 1972". Environmental Protection Agency, Washington, D.C., 1972 e inciso 3.
- \* Concentración de Fe + Mn.

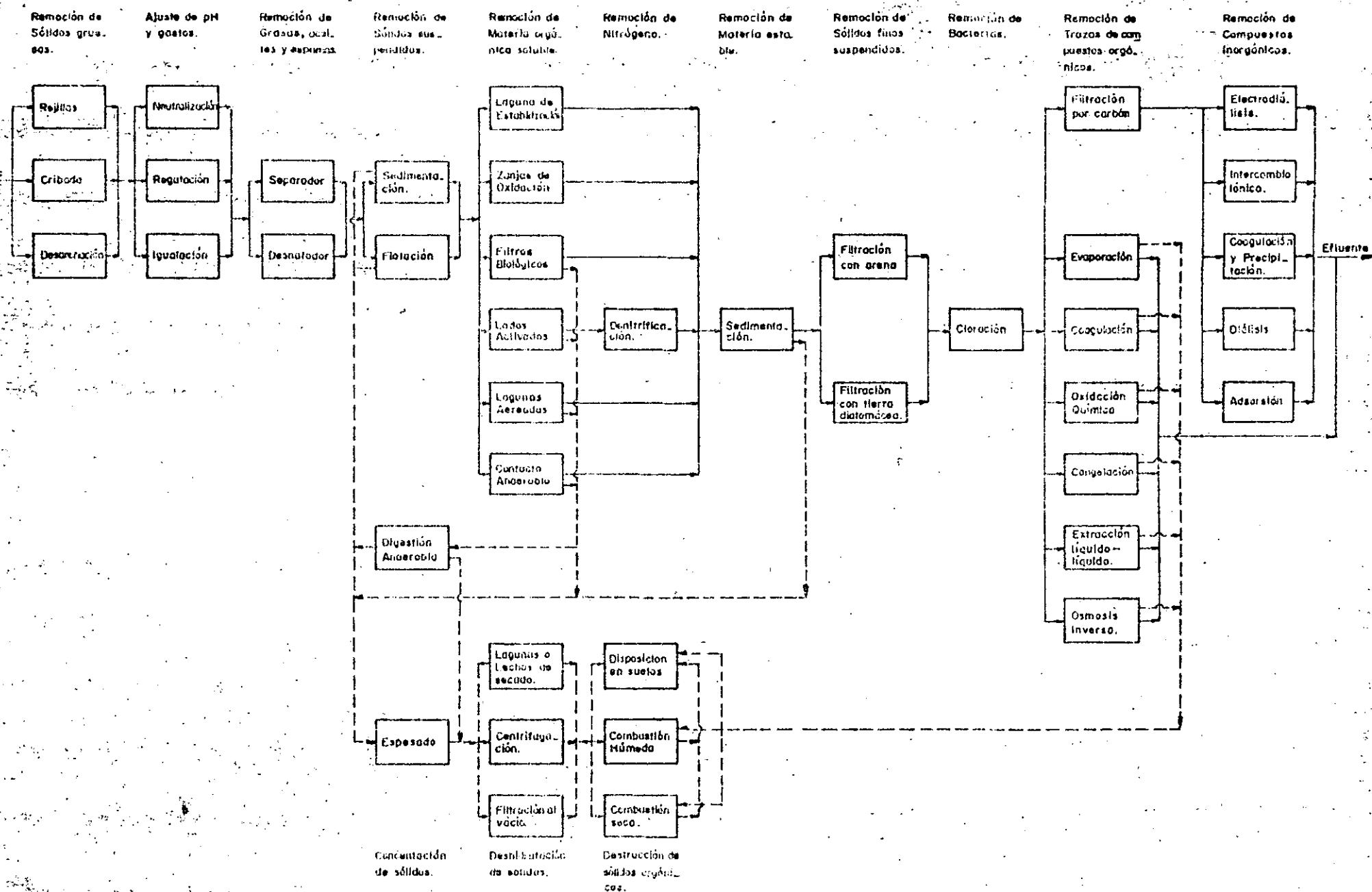


Fig. 2 - SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA OBTENER VARIOS GRADOS DE REMOCION DE CONTAMINANTES.

Fuente: Adaptado de W.W. Eckentelder. Industrial Water Pollution Control.



Otra limitante será el grado de aceptación por parte de la población para hacer uso de esta agua residual, no obstante de haber sido tratada.

#### 2.4 Reuso del Agua en la Recarga de Acuíferos

Los esfuerzos encaminados al estudio, cuantificación, protección y recarga de acuíferos, presentan etapas iniciales en nuestro país; existen, sin embargo, zonas conflictivas en las cuales debido a un abastecimiento hidráulico deficitario, agotamiento y/o contaminación de aguas subterráneas, los estudios desarrollados han cobrado especial importancia y presentan a la fecha avances y resultados concluyentes. Un caso concreto lo constituye la Cuenca del Valle de México, donde por el explosivo incremento de la demanda de agua para usos domésticos e industriales, se ha recurrido a la costosa captación de recursos de zonas alejadas, en ocasiones de menor altitud; por otro lado, se ha realizado una sobreexplotación de los recursos del subsuelo de la cuenca, estando éstos actualmente en peligro de agotarse, e incrementando el riesgo de hundimiento de estratos superficiales del terreno. Otras regiones del país con problemas de sobreexplotación de acuíferos, por su magnitud, son: El Valle de Mexicali, Baja California Norte y Mesa de San Luis Río Colorado, Sonora; la Región Lagunera; el Valle de León, Guanajuato; Ciudad Juárez, Chihuahua; el Valle de Querétaro; y como se mencionó el Valle de México.

Es de vital interés que, ante tal situación, sean consideradas las alternativas que propongan un aprovechamiento racional de los recursos de las cuencas aplicando, en su caso, las técnicas de infiltrar al subsuelo las aguas superficiales no utilizables directamente, como las de origen pluvial, disminuyendo por un lado los problemas que plantea el desague de estos caudales que, por ser de carácter torrencial y por no haber suficientes vasos de almacenamiento, constituyen un peligro continuo para ciertas zonas urbanas; por otro lado, el ejercicio de tales técnicas redundará en un incremento de los recursos de agua subterránea, que constituyen la principal fuente de abastecimiento con que cuentan los núcleos poblacionales.

La calidad del agua a utilizar en la recarga de acuíferos, una vez que alcanza el acuífero, debe ser como mínimo la calidad del agua subterránea, garantizando así su aprovechamiento actual y futuro.

Por tal motivo, cuando un acuífero se recarga con aguas residuales tratadas a través de pozos, la calidad del agua debe ser similar a la potable. Por otro lado, cuando la recarga se realiza con sistemas superficiales (zanjas, surcos, balsas, inundación de áreas extensas, entre otros), se puede lograr la remoción de algunos contaminantes presentes en las aguas residuales, dependiendo el grado de remoción, del tipo de suelo que se tenga, calidad del agua residual, distancia entre la superficie del suelo y el acuífero.

ro y la vegetación presente, entre otros factores. Ver figura Nos. 4a, b, c, d, e, f y g.

Para evitar que el agua del acuífero se contamine cuando se recarga por métodos superficiales utilizando aguas residuales, es práctica común darles tratamiento previo, sobre todo para eliminar los contaminantes orgánicos. Los parámetros de calidad del agua que se han utilizado para la recarga de acuíferos en los Estados Unidos se muestran en la tabla 6.

### 2.5 Reuso del Agua para Fines Recreativos

Dentro de las actividades recreativas el agua tiene diversas funciones; puede ser usada como medio de esparcimiento, como en el caso de los deportes de natación, remo, canotaje, y pesca entre otros, o bien, tener una importancia relativa, como en el caso de fuentes y cuerpos de agua que sólo se emplean para aumentar la belleza de algún sitio.

En México, el uso de las aguas residuales para fines recreativos no es nuevo, éste se viene realizando principalmente en Chapultepec y en la Ciudad Deportiva de la Magdalena Mixhuca.

Los beneficios obtenidos del aprovechamiento de las aguas residuales para fines recreativos generalmente son de tipo social, intangibles, por lo que no es posible valuarlos

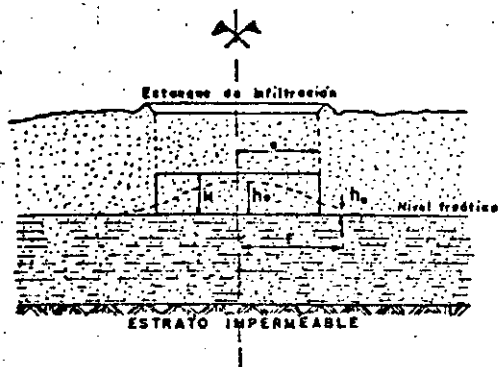


Fig. 4a Estanque de Infiltración

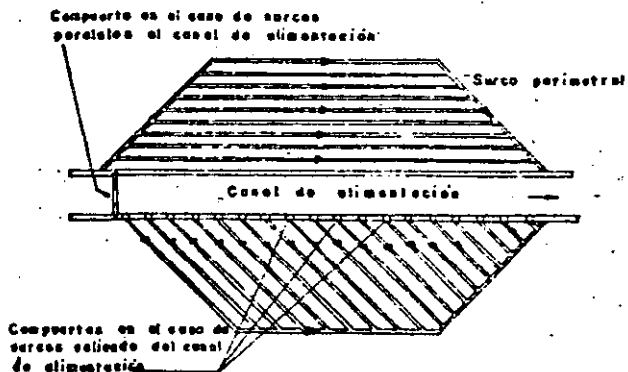


Fig. 4b Surcos de Infiltración

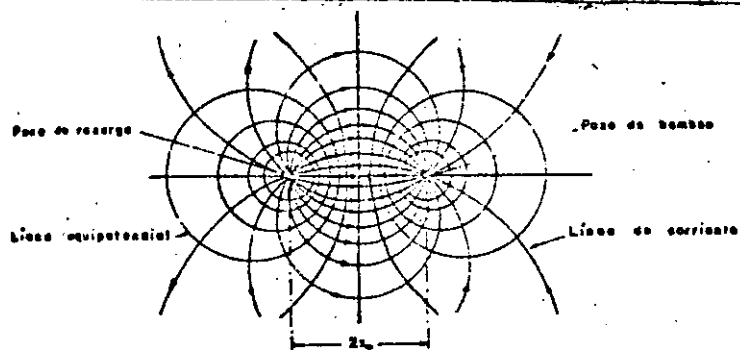
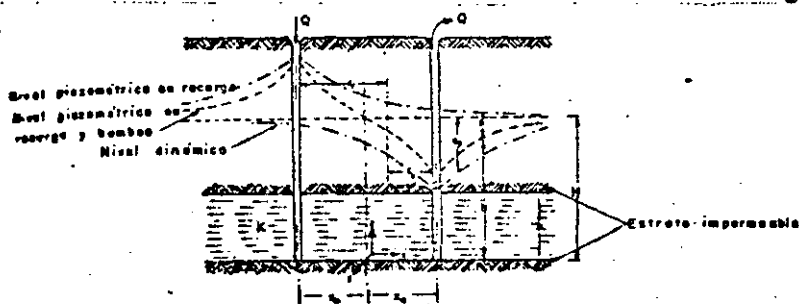


Fig. 4c Recarga de un acuífero en condiciones artesianas por medio de bombeo

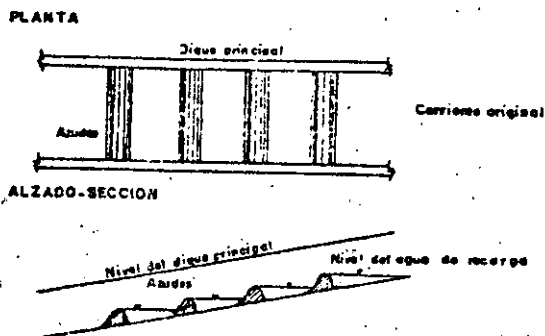
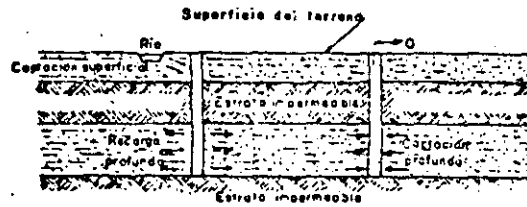


Fig. 4d Inundación en zonas

a) Por captación superficial.



b) Por bombeo.

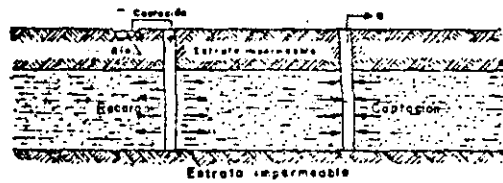


Fig. 4e Recarga en Condiciones Artesianas

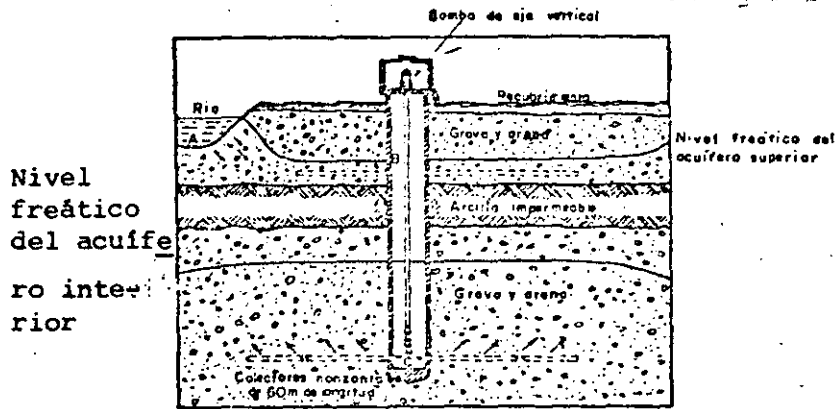


Fig. 4f Pozo de colectores horizontales con doble funcionamiento en cantón

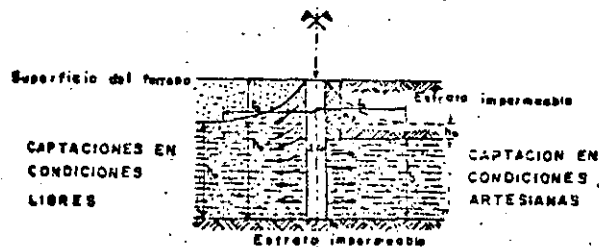


Fig. 4 g Recarga por pozos verticales

Figura 4 SISTEMA DE RECARGA DE ACUIFEROS

Tabla No. 6 PARAMETROS DE CALIDAD DEL AGUA PARA RECARGA DE ACUIFEROS

Parámetro	Concentración (mg/l)		
	EPA (1)	Texas (2)	California (3)
Turbiedad (UTJ)	1.0	1.0	1.0
Color (escala Pt-Co)	-	15.0	-
Corrosión	-	no corrosiva	-
Olor (umbral)	-	3	-
Sólidos disueltos totales	-	1,000	-
Dureza total	-	-	220.0
DQO	-	-	30.0
SAAM	-	0.5	0.5
N <sup>-</sup> NH <sub>3</sub>	-	-	1.0
N <sup>-</sup> NO <sub>3</sub>	10.0	10.0	-
N-total	-	-	10.0
Fenoles	-	-	0.001
Sulfatos	-	300.0	125.0
Cloruros	-	300.0	120.0
Fluoruros	1.4 a 2.4	1.4 a 1.8	0.8
Bromo	-	-	0.5
Cianuros	-	-	0.2
pH (unidades)	-	7.0	6.5 a 8.0
Conductividad (µmhos/cm)	-	-	900
Sodio	-	-	100.0
Cromo	0.05	0.05	0.05
Cadmio	0.01	0.01	0.01
Selenio	0.01	0.01	0.01
Cobre	-	1.0	1.0
Plomo	0.05	0.05	0.05
Arsénico	-	-	0.05
Fierro	-	0.03	0.03
Magnesio	0.05	0.05	0.05
Bario	1.0	1.0	1.0
Mercurio	0.002	0.002	0.005
Boro	-	-	0.5
Manganeso	-	0.05	0.05
Plata	0.05	0.05	0.05
Zinc	-	5.0	-
Escherichia coli (NMP/100 ml)	1.0	1.0	0.0
Halogenados volátiles	0.05	-	-
Radón 226 y 228 (pCi/l)	5	5	-

- (1) Environmental Protection Agency (Oficina de Protección Ambiental de Estados Unidos)
- (2) Knorr, B. D. "Direct Recharge for El Paso, Texas". Water Reuse Symposium. Marzo 25-30, 1979, Washington, D.C. AWWA Research Foundation
- (3) Cline, N.M. "Ground Water Recharge at Water Factory 21". Water Reuse Symposium. Marzo 25-30, Washington, D.C. AWWA Research Foundation

adecuadamente, aunque resultan económicamente redituables. Por otra parte, el uso recreativo de las aguas residuales ofrece una alternativa de reuso múltiple, la que puede requerir que se mejore la calidad del agua tratada, y, por lo tanto, será susceptible de ser aprovechada posteriormente en otras actividades tales como en la agricultura y en la industria.

En general, la calidad del agua para fines recreativos depende de que se tenga o no contacto directo (primario) con el agua. Previo uso de las aguas residuales para fines recreativos con contacto primario, éstas deben recibir un tratamiento tal que se logre la remoción de coliformes, grasas y aceites entre otros contaminantes, de tal forma que no produzcan daños en la salud humana ni se tengan efectos adversos en cuanto a la estética de los cuerpos de agua. La tabla 7 muestra los niveles recomendables de los parámetros de calidad del agua para fines recreativos.

En algunos países se ha reglamentado o se han publicado recomendaciones de calidad del agua para fines recreativos, sin embargo la información aún es escasa, por lo que no se han fijado niveles máximos permisibles para la mayoría de los contaminantes posibles de presentarse en el agua. Ver tabla 8.

### 3 . EFECTOS DEL REUSO DEL AGUA EN MEXICO

El tipo y magnitud del efecto global que produce el agua resi-

Tabla No. 7. NIVELES MAXIMOS RECOMENDABLES DE LOS PARAMETROS DE CALIDAD DEL AGUA PARA FINES RECREATIVOS

PARAMETRO	CONCENTRACION
Temperatura	20 - 35 °C
pH	6.5 - 8.5 (1)
Color	30 - 40 (escala Pt/Co)
Olor	( 2 )
Sabor	( 2 )
Turbiedad	30 UTJ
Grasas y aceites	( 3 )
Oxígeno disuelto	4.0 mg/l (4)
Detergentes	3 mg/l
Sustancias tóxicas	( 5 )
Coliformes totales	1,000 (NMP/100 ml) (1)
Coliformes fecales	200 (NMP/100 ml) (1)

- (1) Principalmente cuando el agua se utiliza para fines recreativos con contacto directo
- (2) Ausente
- (3) Ausencia de película visible
- (4) Con objeto de evitar condiciones anaerobias que puedan ocasionar malos olores. Además, con objeto de preservar la vida acuática.
- (5) Ausencia de sustancias tóxicas que irriten la piel o las mucosas o que su ingestión accidental dañe la salud del hombre

Fuente: Referencia No. 4



Tabla No. 8 VALORES LIMITE DE PARAMETROS DE CALIDAD DEL AGUA PARA  
FINES RECREATIVOS ESTABLECIDOS EN OTROS PAISES Y EN MEXICO

Parámetro	País y año				
	Canadá(1) 1972	U.S. NAS/NAE(2) 1973	Australia(3) 1974	USEPA(4) 1976	México(5) 1975
<b>Materiales sedimentables</b> que pueden formar depósitos	Libre	Virtualmente libre	Libre	Libre	-
Aceite,grasa, espuma, escom bros flotantes	Libre	Virtualmente libre	Libre	Libre	-
Sustancias que producen olor, color,sabor, turbiedad	Libre	Virtualmente libre	Libre	Libre	-
Sustancias que pueden provo- car formas de vida acuáticas indeseables	Libre	Virtualmente libre	Libre	Libre	-
<b>Químicos</b> Elementos químicos en con- tacto directo con el usuario	Que en caso de accidente no se presentan daños a la sa- lud	Que no irrite la piel, ni las mu- cosas	Que no consti- tuya un riesgo para la salud	Que no produzca respuestas fi- siológicas	-
<b>Físicos</b> Transparencia	Disco de Secchi visible a 1.20 m	Que se puedan ver objetos semisumergidos	Disco de Secchi visible a 1.20 m	-	-
Color(escala Pt-Co)	100	-	-	-	20
Detergentes sintéticos(mg/l)	2 como ABS	-	-	-	0.5
Olor(Ton)	16	-	-	-	ausente
Grasas y aceites(mg/l)	5	-	-	-	0.76

Tabla No. 8 (continuación)

Parámetro	País y año				
	Canadá 1972	U.S. NAS/NAE(2) 1973	Australia(3) 1974	USEPA(4) 1976	México(5) 1975
pH	6.5-8.3	6.5-8.3	5.0-8.3	5.0-9.0	6.5-8.5
Plancton(No. org/l)	5,000(máx)	-	-	-	-
Temperatura(°C)	15-30	15-35	20-30	-	C.N.más 2.5
Turbiedad(UTJ)	5-50	-	-	-	10(6)
Radioactividad total(pCi/l)	10 (máx)	-	-	-	-
Coliformes totales(NMP/100 ml)	500	-	-	-	-
Coliformes fecales(NMP/100 ml)	200	-	200	200	200

(1) "Guidelines for Quality Objectives and Standards". Department of Environment, Inland Waters Directorate, Ottawa, Ontario, 1972.

(2) "Water Quality Criteria". 1976. Environmental Protection Agency.

(3) "A Compilation of Australian Water Quality Criteria". Australian Water Resources Council, Canberra, Australia. 1974.

(4) "Quality Criteria for Water". Environmental Protection Agency, Washington, D.C. 1976.

(5) "Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas". 22 Diciembre de 1975. México.

(6) C.N. Condiciones naturales.

Fuente: Referencia No. 4

dual varía en función de su forma de aplicación, grado de tratamiento al que se somete y uso al que se destine.

### 3.1 Efecto en la Agricultura

Las aguas residuales ejercen influencia en las características tanto del suelo como de los cultivos. En lo que se refiere a los suelos, el agua residual tiene efecto sobre el pH, salinidad, conductividad eléctrica, concentración de sales minerales y concentración de nutrientes, principalmente. Por lo que respecta a los cultivos, los efectos son variables y dependen en gran parte del tipo de plantas que se cultive.

En ocasiones las variaciones, tanto físicas como químicas, que se presentan, producen efectos benéficos a los suelos y plantas, mientras que, en otros casos, los efectos son adversos. Para lograr obtener resultados positivos será necesario determinar, principalmente, las características del suelo y del agua residual, con el objetivo de seleccionar y proponer el cultivo que más se adapte a estas condiciones.

El reuso de aguas negras en la agricultura plantea dos tipos principales de problemas: la contaminación del suelo ocasionada por sales de boro, metales pesados y otros agentes químicos tóxicos con el consiguiente perjuicio a la productividad agrícola y; el problema sanitario causado por la presencia de organismos patógenos en las aguas negras. Como antecedente, cabe hacer mención que, en México la gastroente

ritis ocupa el segundo lugar como causa de muerte, lo que en buena parte puede ser atribuible al riego no controlado con aguas residuales de frutas, legumbres, hortalizas y otros productos agrícolas para consumo humano.

Aspectos sanitarios del riego con aguas negras se han investigado en el Distrito de Riego 03, en Tula, Hgo. El distrito tiene una extensión aproximada de 50,000 Ha., una parte de esta área es regada todo el año con aguas negras y la otra sólo en épocas de estiaje. Los resultados obtenidos, referentes a la concentración de organismos coliformes en las aguas de riego y cultivos de la zona, se muestran en la tabla 9.

Las aguas de riego usadas en el distrito de riego 03 presentan concentraciones promedio máximas de boro de 1.3 mg/l para aguas negras y de 0.24 mg/l para aguas blancas, lo que permite hacer la clasificación siguiente:

- Agua blanca. Excelente aún para cultivos sensibles
- Agua Mezclada. Dudosa para cultivos sensibles, buena para semitolerantes y excelente para tolerantes.
- Agua negra. Inadecuada para cultivos sensibles, permisible para semitolerantes y buena para tolerantes

La aportación anual de boro en aguas negras es de 3.275. Kg/Ha, cantidad muy cercana al límite recomendable anual de 0.56 Kg/Ha a 3.37 Kg/Ha, en donde es posible que se alcancen condiciones tóxicas por acumulación.

Tabla No. 9 CONCENTRACION DE ORGANISMOS COLIFORMES EN LAS AGUAS DE RIEGO Y EN CULTIVOS DEL DISTRITO DE RIEGO 03

Zona de Muestreo	Sitio y Cultivo de Muestreo	Concentración de coliformes totales (NMP/100 ml)	Concentración de coliformes fecales (NMP/10g)*
			Concentración en los tejidos
<b>Agua:</b>			
Gran Canal del Desague	Km 0.0	9 100 000	
	Km 6.5	150 000 000	
	Km 9.5	9 100 000	
	Km 27.75	23 700 000	
	Chiconautla	71 100 000	
Presa Requena	entrada	240 000	
	salida	110 000	
Presa Endho	entrada	46 000	
	salida	1 100 000	
<b>Suelo y cultivo:</b>			
San Salvador	ajo		16
	avena		3 000
	alfalfa		93
Progreso	ajo		42
	cebolla		53
Mixquiahuala	alfalfa		93
	cebolla		43
Tepatepec	cebolla		32

\* Las concentraciones de coliformes de origen fecal son aproximadamente 20% de los coliformes totales

Fuente: SRH "Reuso del Agua en la Agricultura, la Industria, los Municipios y en la Recarga de Acuíferos". 1a. Etapa. DHTA-DGVAPC-SRH. México, 1974.

Aproximadamente se emplean 1 000 millones de m<sup>3</sup> anuales de aguas negras en el Distrito de Riego 03, presentando concentraciones variables de nutrientes, metales pesados y sales, los cuales, en cierto porcentaje, exceden los límites permisibles de sustancias tóxicas en aguas para uso agrícola. Las tablas 10 y 11 muestran las concentraciones promedio de sustancias tóxicas de acuerdo al tipo de agua y a la influencia que ésta tiene sobre el suelo. La tabla 12 y figura 3 muestran las características de salinidad por tipo de agua y clasificación de las aguas para riego.

La influencia de la calidad del agua de riego en los suelos es notoria, especialmente en los estratos superficiales, incrementando sus contenidos de elementos y compuestos contaminantes, en diversos porcentajes, en suelos regados con agua negra en comparación con los regados con agua blanca. Los suelos más afectados son aquellos que presentan deficiencias en su drenaje o donde se emplean malas técnicas de irrigación; los efectos son más evidentes en épocas de estiaje.

La evaluación de la factibilidad de aplicar aguas residuales en riego agrícola deberá acompañarse de estudios específicos, como son:

- . Calidad del agua de riego y sistemas de distribución
- . Características y condiciones del suelo

PARAMETROS	AGUAS NEGRAS Promedio	AGUAS BLANCAS Promedio	AGUAS MEZCLADAS Promedio
C.E. (µmhos/cm)	1736	711.85	1439.6
S.T.	1546.6	745.3	1422
S.S.T.	202.67	66.83	114.2
S.D.T.	1373.2	613.10	1240.4
Coliformes Fecales (NMP/100 ml)	$3.38 \times 10^8$	$1.9 \times 10^4$	$4.05 \times 10^9$
D.B.O.	171.6	47.57	184
D.Q.O	455	133.53	439
ABS	8.86	2.52	6.08
N <sup>-</sup> NH <sub>3</sub>	10.13	3.27	7.72
N <sup>-</sup> N org	6.90	2.725	6.60
N <sup>-</sup> NO <sub>3</sub>	0.17	0.43	0.93
P <sup>-</sup> PO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	26.24	5.93	13.31
P <sup>-</sup> PO <sub>4</sub> <sup>=</sup> (Orto)	9.07	2.975	5.67
Cl <sup>-</sup>	184.4	103.23	207
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	210.35	59.12	153
Dureza total	472.3	234.43	298.77
Alcalinidad total	450.2	233.71	459
pH	7.71	7.72	7.7
Pb	0.1614	0.0472	0.1302
Hg	0.0020	0.0005	0.0017
Cd	0.0295	0.101	0.0396
Zn	0.540	0.265	0.361
Cu	0.186	0.235	0.124
Ni	0.1025	0.0719	0.143
Fe	2.751	0.735	2.65
Mn	0.1770	0.049	0.29
Cr	0.145	0.0273	0.139
K	51.55	11.17	44.74
Na	326.5	35.85	270.85
B	1.31	0.244	1.139

Fuente: Reuso del Agua en la Agricultura, la Industria, los Municipios y en la Recarga de Acuíferos. 2a. Etapa

Tabla No. 11 INFLUENCIA DEL AGUA DE RIEGO EN EL CONTENIDO DE METALES PESADOS EN EL SUELO, EN EL DISTRITO DE RIEGO 03

Elemento	Concentración promedio en suelos mg/kg		
	Blanca	Mezclada	Negra
Plomo	1.950	1.900	3.080
Mercurio	0.054	0.035	0.0266
Cadmio	0.267	0.408	0.354
Zinc	4.480	12.470	2.975
Cobre	0.620	0.555	0.767
Niquel	1.900	1.653	4.658
Fierro	11.760	10.960	8.446
Manganeso	25.600	22.470	34.090
Cromo	0.280	0.493	0.602
Calcio	3748.000	4557.00	3671.000
Potasio	284.000	535.00	492.000
Sodio	593.00	764.00	693.000
Boro	0.090	0.548	0.365

Nota: Los valores promedio presentados corresponden al estrato 0 - 30 cm

Fuente: SRH "Reuso del Agua en la Agricultura, la Industria, los Municipios y en la Recarga de Acuíferos". 2a. Etapa. DHTA. DGUAPC-ARH. México, 1974.

Tabla No. 12 CARACTERISTICAS DE SALINIDAD POR TIPO DE AGUA

Características	Valores promedio por tipo de agua				Concentración Permisible SRH - SSA
	Blanca	Mezclada	Negra	de Drenaje	
Conductividad eléctrica ( $\mu$ mhos/cm)	624	1766	1845	2320	2000
RAS (%) (Relación de absorción de sodio)	1.56	7.84	10.5	6.5	6.0
Clasificación	C <sub>2</sub> -S <sub>1</sub>	C <sub>3</sub> -C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub> S <sub>2</sub>	C <sub>4</sub> S <sub>2</sub>	

Notación:

d = RAS

C = CE  $\times 10^{-5}$

Fuente: SRH "Reuso del Agua en la Agricultura, la Industria, los Municipios y en la Recarga de Acuíferos". 2a. Etapa. DHTA. DGUAPC-SRH.



PELIGRO DE SODIO (ALCALI)

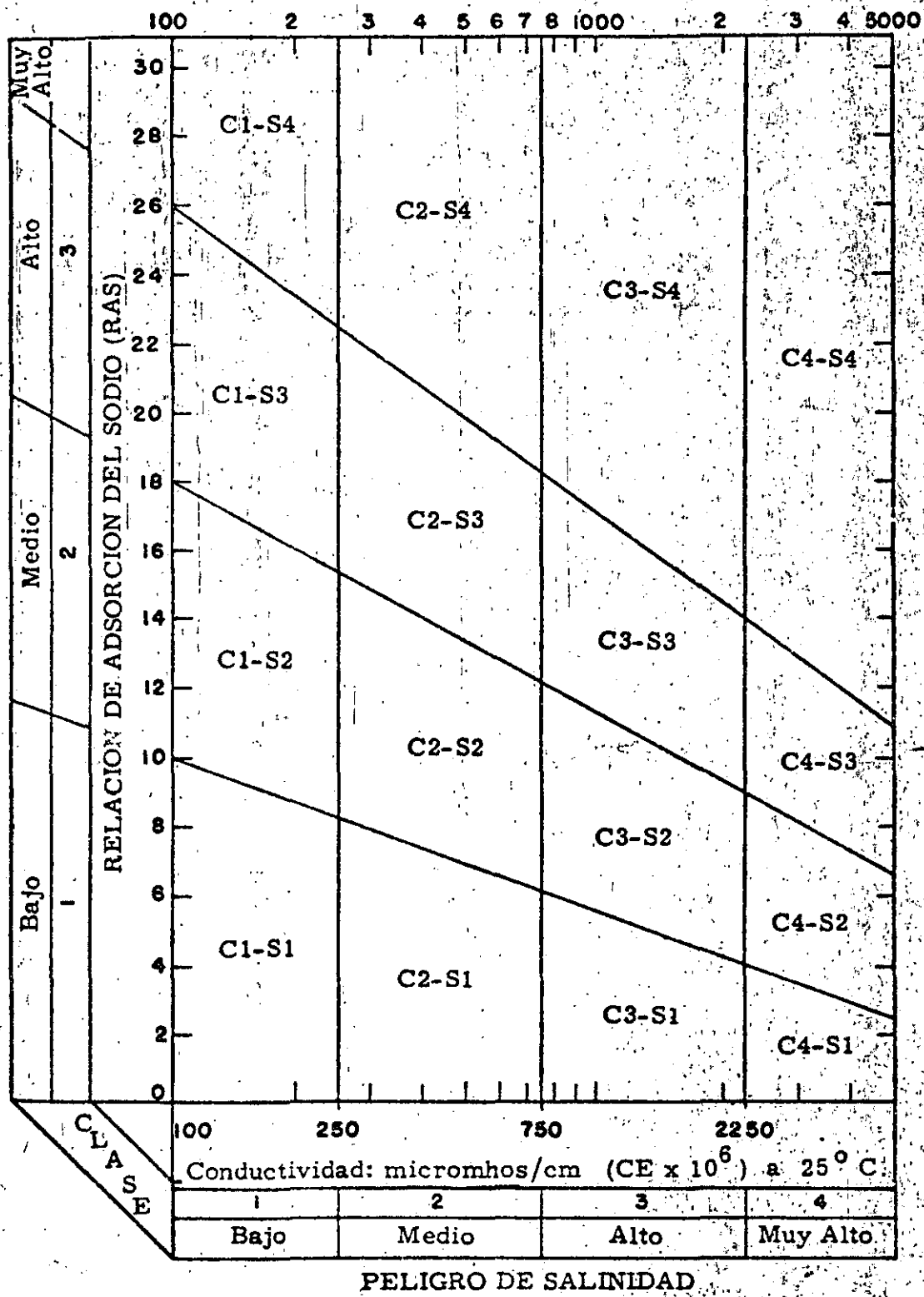


Figura No. 3 -Diagrama para la clasificación de las aguas para riego.

- . Cultivos a explotar y condiciones del suelo
- . Aspectos técnicos y de salud en la zona

para determinar los cultivos que se restringen al consumo humano, definir prácticas de cultivo recomendable y determinar los efectos residuales, potenciales o no, sobre el suelo, al hacer uso de las aguas negras.

### 3.2 Efecto en la Industria

En el sector industrial, los efectos que se producen al emplear aguas residuales son generalmente positivos, debido a que estas aguas se someten a diferente nivel de tratamiento, dependiendo de su uso, antes de ser empleadas. De esta manera, los principales efectos son de beneficio, de tipo económico, no obstante los costos de inversión, operación y mantenimiento que se efectúan al establecer un sistema de tratamiento.

La calidad del agua de reuso requerida variará ampliamente de acuerdo al uso específico deseado. Algunas industrias necesitan un agua cuya calidad exceda ampliamente a la del agua potable, ya que si existen cambios marcados y se están aplicando a un proceso, puede resultar un deterioro de la calidad del producto manufacturado.

La tecnología actual de tratamiento de aguas de desecho, se encuentra en un estado tan avanzado que, prácticamente, permite la reutilización de cualquier tipo de aguas, dándole

la calidad requerida para un uso determinado. Este tratamiento puede ser muy costoso, sin embargo, bajo determinadas circunstancias, puede constituir solo una pequeña parte del costo de producción. Desde los puntos de vista salud pública y abastecimiento de agua industrial, deberán de tomarse medidas adecuadas, antes de su uso, para que la calidad del agua tratada se aproxime a las normas del agua potable.

La tabla 13 ilustra el uso y contaminación del agua en diferentes sectores industriales.

3.3 Efecto en los Municipios, Recarga de Acuíferos y para Fines Piscícolas.

Desde hace varios años, el reuso de las aguas residuales para fines municipales, de recarga de acuíferos y piscícolas, se ha venido practicando después de que estas aguas se diluyen con las aguas naturales de los cuerpos receptores. Sin embargo, actualmente la capacidad de dilución de éstos cuerpos se ha mermado a tal grado que varias cuencas del país se han convertido en cuerpos altamente contaminados, ocasionando efectos adversos a la salud humana, a la ecología y a la economía de la región y del país mismo.

En el reuso del agua para usos municipales, recreativos y recarga de acuíferos, los efectos no se han podido evaluar tangiblemente, debido a que este tipo de aprovechamiento

TABLA No. 13. RESUMEN DEL USO Y CONTAMINACION DEL AGUA EN DIFERENTES SECTORES INDUSTRIALES.

Industria	Capacidad de Producción Instalada (1) y de operación (2)	Extracción Anual (millones m <sup>3</sup> )	Consumo Anual (millones m <sup>3</sup> )	Rango del Índice de extracción (m <sup>3</sup> /ton) - de producto.	Descarga Anual (millones m <sup>3</sup> )	DBO Anual (Toneladas)	Sólidos Totales Anuales Toneladas	Observaciones
Azucarera	30 493.0 (2) miles ton/año	1 585.0	215.9	25-64 m <sup>3</sup> /ton caña molida.	1 369.1	167 301	324 345.0	Datos de la zona 1973-1974
Química Básica	3 936.3 (2) miles ton/año	285.4	111.1	20-259 m <sup>3</sup> /ton de producto.	174.2	-	24 866.2	Datos de 1975
Petroquímica Básica	2 033.6 (2) miles ton/año	110.66	25.04	10-200 m <sup>3</sup> /ton de producto.	86.4	5 716.9	15 321.3	Datos de 1975
Petroquímica Secundaria	2 638.43 (2) miles ton/año	286.82	71.46	18-180 m <sup>3</sup> /ton de producto.	215.16	7 786.75	23 326.9	
Refinación del Petróleo	760 000.0 (1) barriles/día	324.7	36.4	0.287-6.176 m <sup>3</sup> /barril producido	288.3	13 651.0	30 886	Datos de 1973
Agroquímica	2 724.0 (2) miles ton/año	295.9	29.5	20-260 m <sup>3</sup> /ton de producto.	266.4	5 443.0	21 792.0	
Papel	934.7 (1) y (2) miles ton/año.	79.9	40.2	60-150 m <sup>3</sup> /ton de papel.	39.7	7 477.6	56 082.0	Datos de 1974
Celulosa y Papel	747.6 (1) y (2) miles ton/año.	210.3	92.9	110-353 m <sup>3</sup> /ton de producto.	117.4	214 550.0	386 100.0	Datos de 1974
Celulosa	338.2 (1) y (2) miles ton/año.	80.4	23.6	125-28 m <sup>3</sup> /ton de producto.	56.8	58 371.0	169 100.0	Datos de 1974
Maos	6.0 millones/litro/año.	.0426	0.012	-	0.0306	493.0	945.0	Datos de 1975 y 1976

TABLA No. 13. ( Continuación ..... 2 )

Industria	Capacidad de Producción Instalada (1) y de operación (2)	Extracción Anual (millones m <sup>3</sup> )	Consumo Anual (millones m <sup>3</sup> )	Rango del Índice de extracción (m <sup>3</sup> /ton) - de producto.	Descarga Anual (millones m <sup>3</sup> )	DBO Anual (Toneladas)	Sólidos Totales Anuales Toneladas	Observaciones
Licores	142 millones de litros/año.	8.2	2.6	-	5.6	10 224.0	12 075.0	Datos de 1971 y 1975
Cerveza	1 981.2 millones litros/año	71.3	29.2	-	42.1	79 248.0	188 214.0	Datos de 1974 y 1975
Refrescos	3 221.873 (2) miles litros/año	69.011	29.687	-	39.324	72 439.1	116 796.0	Datos de 1974
Plantas Integradas (metalúrgicas)	4 905.0 (1) miles ton de acero/año.	88.05	44.9	-	43.6	58.9	63 765.0	Datos de 1974
Plantas Semi-Integradas metalúrgica	1 008.0 (1) y (2) miles ton acero/año	18.6	5.6	-	13.0	10.4	504.0	
Laminadoras	400.0 (1) y (2) miles ton/año	7.0	3.1	-	3.9	-	100.5	
Termoeléctrica	2 816 MW	69.6	45.7	-	23.9	-	-	Datos de 1975
Lácteos	923 156.2 miles ton/año	9.329	2.115	-	7.214	37 049.8	40 729.6	Datos de 1975
Hortalizas y Legumbres	222.231 miles ton/año	1.667	0.583	-	1.084	1 489.0	4 111.2	Datos de 1974 y 1975
Carnes	122.61 miles ton/año	0.429	0.172	-	0.257	3 065.5	3 892.9	Datos de 1974 y 1975

se empezó a practicar en forma planeada, hace apenas algunos años. Así, considerando que para los dos primeros casos el agua es tratada y en el último puede no serlo, los principales efectos que se presentan son: rechazo en el uso del agua por parte de la población, costos de instalación y de operación de sistemas de tratamiento, detrimento de la calidad del suelo, aumento de las zonas de recreo, ahorro en costos de inversión y operación de obras de captación y conducción de aguas desde grandes distancias a núcleos urbanos e industriales, incremento substancial en los niveles freáticos, y otros.

La tabla No. 14 muestra los usos potenciales de las aguas residuales, así como los efectos que produce su aplicación.

#### 4. CRITERIOS PARA EL REUSO DEL AGUA

Conforme la demanda de agua en las poblaciones se incrementa para satisfacer sus necesidades y las de sus industrias, las aguas residuales se empezarán a utilizar en otros fines que requieren de una agua de mejor calidad que la que actualmente se utiliza en la agricultura y en la industria. En algunas zonas llegará el momento en que tendrán que utilizarse las aguas residuales para fines domésticos, donde se incluye el agua para beber. Por tales motivos, y con el objeto de proteger la salud del hombre y al medio ambiente de los efectos ocasionados por

Tabla No. 14

## Usos Potenciales de las Aguas Residuales y Efectos

Aplicación	U S C S		E F E C T O S	
	Directo	Indirecto	Negativos	Positivos
Municipal	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Riego de parques y jardines</li> <li>• Riego de prados mediante sistemas de distribución separados</li> <li>• Fuente potencial para suministro de agua a nivel municipal</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Recarga de acuíferos para reducir la sobreexplotación</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Altas inversiones en dispositivos de tratamiento</li> <li>• Rechazo por parte de la población</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Optimización del recurso</li> <li>• Aprovechamiento de los volúmenes de aguas residuales generadas</li> <li>• Disminución de los volúmenes de descarga</li> </ul>
Industrial	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Agua para enfriamiento</li> <li>• Agua para alimentación de calderas</li> <li>• Agua de proceso</li> <li>• Agua para servicios</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Reducción del agua subterránea de abastecimiento para industrias</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Incremento en los costos de instalación y de operación de sistemas de tratamiento</li> <li>• Posibles daños al equipo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Disminución en el consumo de agua potable</li> <li>• Control de descargas</li> <li>• Decremento en el costo del agua de suministro</li> </ul>
Agrícola	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Irrigación de ciertas tierras, cultivos, huertos, pastizales y bosques; filtración en suelos</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Reducción de agua subterránea de abastecimiento para la agricultura</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Disminución en el rendimiento de las cosechas en ciertos cultivos</li> <li>• Aumento en la concentración de sales minerales y de metales tóxicos</li> <li>• Cambios fisiológicos en plantas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Incorporación de nutrientes al suelo y plantas con grandes requerimientos de éstos</li> <li>• Apertura de nuevas zonas de cultivo</li> <li>• Reducción del uso de agua de primer uso</li> </ul>
Recreativo	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Formación de lagos artificiales para navegación de pequeñas embarcaciones, natación, etc.</li> <li>• Agua de alimentación a albercas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Desarrollo de pesca y de aves acuáticas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Disminución en la diversidad de especies</li> <li>• Habitat ideal para la proliferación de malezas acuáticas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Aumento en las zonas de recreo</li> <li>• Apertura de zonas turísticas</li> <li>• Nuevas fuentes de ingreso</li> </ul>
Piscícolas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Establecimiento de nuevas estaciones piscícolas</li> <li>• Incremento en el nivel freático de zonas potencialmente piscícolas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Proliferación de otras especies acuáticas</li> <li>• Aumento de especies de consumo por el pez</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Acumulación de sustancias tóxicas en ciertos casos</li> <li>• Proliferación de insectos</li> <li>• Mal sabor al pescado</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Fuentes de alimentos</li> <li>• Fuentes de trabajo</li> <li>• Conservación de los recursos</li> </ul>
Otros	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Recarga de acuíferos para el control de la intrusión salina y control de sales en el agua subterránea</li> <li>• Agente compactante de desechos sólidos</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Recarga de acuíferos para el control de los problemas de hundimiento del suelo</li> <li>• Compactación del suelo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Posible cambio en la calidad del agua del acuífero</li> <li>• Posible proliferación de insectos y roedores</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Aumento substancial en los niveles freáticos</li> <li>• Reducción en hundimientos</li> <li>• Incremento en la explotación del recurso</li> </ul>

inadecuado reuso del agua, muchos países del mundo han establecido los niveles máximos permisibles a los que los contaminantes presentes en el agua se deben de encontrar para reutilizar aguas en la agricultura, ganadería, industria, recarga de acuíferos, fines recreativos y usos domésticos y comerciales.

En México no existe un reglamento que norme el uso apropiado de las aguas residuales. Sin embargo se están realizando estudios para definir y proponer las normas que regulen su empleo y garanticen el seguro aprovechamiento de las aguas residuales en los diferentes sectores productivos del país.

Debido a la falta de este reglamento, y en virtud de la necesidad de aprovechar al máximo el recurso agua, actualmente se está haciendo uso de criterios y normas extranjeras, no obstante, se reconozca que las situaciones tecnológicas, económicas y sociales de los países son diferentes.

La tabla No. 15 muestra los criterios extranjeros de calidad del agua para diferentes usos.

## 5. CONCLUSIONES GLOBALES

- El enfoque que se le ha dado al uso de las aguas residuales se ha limitado principalmente para su aprovechamiento en la agricultura y en la industria, por lo que se hace necesario extender su uso en otros campos de interés.



- Uno de los objetivos principales que tiene el reuso del agua es el de ayudar a disminuir la demanda de agua potable y abatir el grado de contaminación en los cuerpos receptores.
- Los estudios básicos que se han programado, conducen a obtener un marco teórico necesario para normar el reuso del agua en los diferentes sectores. Sin embargo, es necesaria la planeación de estudios experimentales de apoyo para definir los niveles máximos permisibles de contaminantes que tengan las aguas residuales, para definir su uso.
- La programación y consecución elaborada de los estudios realizados y de los próximos a realizarse, se ha efectuado de tal forma que se de solución a los problemas de carácter prioritario del país, contemplando los diferentes recursos técnicos y económicos con los que se puede contar.

USO	Uso Pecuario	Uso Agríco la	U S O I N D U S T R I A L		
			Agua para Cal- deras (presión 10-49 Kg/cm <sup>2</sup> )	Agua para en- friamiento (un solo paso)	Alimentos (enlatado)
PARAMETRO					
pH (unidad de pH)			8.2 - 10.0	5.0 - 8.3	8.5
SDT (mg/l)			500	1 000	50
SST (mg/l)			5	5 000	12
Aceites					
Color (unidad de color)			(1)		5.0
Turbiedad (UTJ)					1 - 10
Dureza (mg/l)			1.0	860	50 - 85
Alcalinidad (mg/l)			100	500	30 -250
Bicarbonatos (mg/l)			120	600	
Carbonatos (mg/l)					
Calcio (mg/l)			0.4	200	120
Magnesio (mg/l)	500		0.25		
Cloruros (mg/l)			(1)	600	300
Sulfatos (mg/l)			(1)	680	250
Fluor	2.0	1.0			1
OD (mg/l)			0.007		
DQO (mg/l)			5.0	75	
Fierro (mg/l)		5.0	0.3	(1)	0.4
Manganeso (mg/l)		0.20	0.1	(1)	0.2
Amoniaco (mg/l)			0.1		
Nitritos (mg/l)					No detectable
Nitratos (mg/l)					45
Fenoles (mg/l)					1
Silice (mg/l)			10.0	50.0	50.0
Aluminio (mg/l)	5.0	5.0	0.1	(1)	
Arsénico (mg/l)	0.20	0.10			
Cobre (mg/l)	0.50	0.20			
Boro (mg/l)	5.0	0.75			
Cadmio (mg/l)	0.05	0.01			
Cromo (mg/l)	1.0	0.10			
Plomo (mg/l)	0.10	5.0			
Mercurio (mg/l)	0.10	0.20			
Zinc (mg/l)		2.0	0.01		
SAAM (mg/l)					
Coliformes totales (NMP/100 ml)					2 000 $\frac{\text{org}}{100 \text{ ml}}$

(1) Aceptada como se recibe, si satisface otros valores limitantes

(2) Controlado por tratamiento

PARAMETRO	Frutas y Verduras (enlatado)	Bebidas Refrescantes	Cerveza	Textil	Pulpa y Kraft blanqueado
pH (unidad de pH)	6.5 - 8.5		6.5 - 7.0		
SDT (mg/l)	500	850	500-1500	100 - 200	300
SST (mg/l)	10.0			0 - 50	
Aceites (mg/l)					
Color (unidad de color)	5.0	5.0	0.0-10.0	0 - 50	25.0
Turbiedad (UTJ)		1.0 - 2.0	0.0-10.0	0.3 - 5.0	40.0
Dureza (mg/l)	250	200 - 250		0 - 50	100
Alcalinidad (mg/l)	250	50 - 128	75 - 150	50 - 200	75
Bicarbonatos (mg/l)				200	
Carbonatos (mg/l)			50 - 68		
Calcio (mg/l)	100		100 - 500	10.0	
Magnesio (mg/l)			30	5.0	
Cloruros (mg/l)	250	250	50 - 100	100	
Sulfatos (mg/l)	250	250		100	
Fluor (mg/l)	1.0	0.2 - 1.0	1.0		
OD (mg/l)					
DQO (mg/l)				8.0	
Fierro (mg/l)	0.2	0.1 - 0.2	0.1 - 1.0	0.0 - 0.3	0.2
Manganeso (mg/l)	0.2	0.05	0.1	0.01-0.05	0.1
Amoniaco (mg/l)					
Nitritos (mg/l)	No detectable		0.0		
Nitratos (mg/l)	10.0		10.0		
Fenoles (mg/l)	3 - 4				
Silice (mg/l)	50		50.0	25	50.0
Aluminio (mg/l)				8.0	
Arsénico (mg/l)					
Cobre (mg/l)				0.01-5.0	
Boro (mg/l)					
Cadmio (mg/l)					
Cromo (mg/l)					
Plomo (mg/l)					
Mercurio (mg/l)					
Zinc (mg/l)					
SAAM					
Coliformes totales (NMP/100 ml)		4		ausente	

(1) Aceptada como se recibe, si satisface otros valores limitantes

(2) Controlado por tratamiento

Tabla No. 15 (Continuación)

USO PARAMETRO	U S O I N D U S T R I A L				
	Papel Pulpa de Sosa y Sulfito	Química y Pro- ductos simi- lares	Hierro y Ace- ro (laminado en caliente	Curtiduría	Petroleras
pH (unidad de pH)		5.5 - 9.0	5.0 - 9.0	6.0 - 8.0	6.0 -
SDT (mg/l)	250	2 500	(1)		3 500
SST (mg/l)		10 000	(1)		5 000
Aceites (mg/l)			1.0		
Color (unidad de color)	5.0	500		5.0	25
Turbiedad (UTJ)	25.0			No detectable	
Dureza (mg/l)	100	1 000	(2)	150	900
Alcalinidad (mg/l)	75	500	(2)		500
Bicarbonatos (mg/l)		600			480
Carbonatos (mg/l)					
Calcio (mg/l)	20.0	250		60	220
Magnesio (mg/l)	1.15	100			85
Cloruros (mg/l)	75	500	(1)	250	1 600
Sulfatos (mg/l)		850		250	900
Fluor (mg/l)					1.2
OD (mg/l)					
DQO (mg/l)					1 000
Fierro (mg/l)	0.1	10.0		50.0	15
Manganeso (mg/l)	0.05	2.0			
Amoniaco (mg/l)					40
Nitritos (mg/l)					8.0
Nitratos (mg/l)					
Fenoles (mg/l)					
Sílice (mg/l)	20.0				85
Aluminio (mg/l)					
Arsénico (mg/l)					
Cobre (mg/l)					
Boro (mg/l)					
Cadmio (mg/l)					
Cromo (mg/l)					
Plomo (mg/l)					
Mercurio (mg/l)					
Zinc (mg/l)					
SAAM (mg/l)					
Coliformes totales (NMP/100 ml)				4	

(1) Aceptada como se recibe, si satisface otros valores limitantes

(2) Controlado por tratamiento

USO	Recarga de Acuíferos (Texas)	Recreativos	Doméstico
PARAMETRO			
pH (unidad de pH)	7.0	6.5 - 8.5	6.5 - 8.5
SDT (mg/l)	1 000		1 000
SST (mg/l)			
Aceites (mg/l)		Ausente	0.76
Color (unidad de color)	15.0	30 - 40	20
Turbiedad (UTJ)	1.0	30.0	10
Dureza (mg/l)			
Alcalinidad (mg/l)			
Bicarbonatos (mg/l)			
Carbonatos (mg/l)			
Calcio (mg/l)			
Magnesio (mg/l)	0.05		150.0
Cloruros (mg/l)	300		250
Sulfatos (mg/l)	300		250
Fluor (mg/l)	1.4 - 1.8		1.8
OD (mg/l)		4.0	
DQO (mg/l)			
Fierro (mg/l)	0.03		5.0
Manganeso (mg/l)	0.05		0.05
Amoniaco (mg/l)			
Nitritos (mg/l)			1.0
Nitratos (mg/l)	10.0		10
Fenoles (mg/l)			
Sílice (mg/l)			
Aluminio (mg/l)			
Arsénico (mg/l)			0.05
Cobre (mg/l)	1.0		1.0
Boro (mg/l)	1.0		1.0
Cadmio (mg/l)	0.01		0.01
Cromo (mg/l)	0.05		0.05
Plomo (mg/l)	0.05		0.50
Mercurio (mg/l)	0.002		0.002
Zinc (mg/l)	5.0		5.0
SAAM (mg/l)	0.5	3.0	0.5
Coliformes tota- les (NMP/100 ml)		1 000	

(1) Aceptada como se recibe, si satisface otros valores limitantes

(2) Controlado por tratamiento

## REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. Metcalf and Eddy Inc. "Wastewater Engineering Treatment Disposal Reuse". Mc Graw Hil Book Co. U.S.A., 1979
2. Lab. de Salinidad de los E.U.A. "Diagnóstico y Rehabilitación de Suelos Salinos y Sódicos" Limusa. México, D. F., 1974
3. SARH "Reuso del Agua en la Agricultura, la Industria, los Municipios y en la Recarga de Acuíferos. I, II, III y IV Etapas. DHTA, DGPOE-SARH. México, D. F., 1974-1979
4. "Investigación del Comportamiento de la Calidad del Agua en Función de Descargas de Contaminantes y su Efecto en la Flora y Fauna Acuáticas". Eco-Ingeniería, DGPOE-SARH. México, D. F., 1980
5. "Estudio para la Introducción de Aguas Residuales en Mantos Subterráneos". INGGO, DGPOE-SARH. México, D. F., 1979
6. "Salinidad de los Suelos y Calidad del Agua de Riego" Memorandum Técnico No. 351. Dirección General de Distritos de Riego-SARH. México, D. F., 1976
7. "Plan Nacional Hidráulico. Resumen 1975". Comisión del Plan Nacional Hidráulico-SARH. México, D. F., 1977
8. R.S. Ayes y D. W. Westcot. "Calidad del Agua para la Agricultura". FAO-Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación. Roma, 1976



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

PROCESOS AEROBICOS EN MEDIO SUSPENDIDO Y MEDIO ADHERENTE, VARIABLES,  
PARAMETROS Y RELACIONES PARA EL DISEÑO, PROCESOS ANAEROBICOS  
Y COMBINADOS, COEFICIENTES CINETICOS

DR. VICENTE JONGUITUD FALCÓN

NOVIEMBRE, 1985.

1.- INTRODUCCION

Los procesos de tratamiento biológico, en función de las condiciones bajo las cuales se estabiliza la materia orgánica, pueden dividirse en tres categorías: aerobios, anaerobios y lagunas de estabilización. Es obvio que como en cualquier clasificación, existen procesos que no pueden ubicarse totalmente en alguna de las clases, sin embargo, en general todos los procesos de tratamiento de desechos líquidos, en especial los que han sobrepasado la etapa experimental, pueden considerarse básicamente en uno de los grupos. El término facultativo se ha excluido conscientemente ya que realmente la estabilización de la materia orgánica se lleva a cabo, aun dentro de un proceso considerado facultativo, en forma aerobia o anaerobia, identificándose los principios bioquímicos del metabolismo. Es conveniente observar, que aún procesos considerados aerobios como el caso de los filtros biológicos, la presencia de condiciones aerobias y anaerobias pudieran causar confusión al tratar de clasificarlos como facultativos. La tercer categoría en esta clasificación comprende al tratamiento por lagunas de estabilización y trata de corresponder a los sistemas en donde una porción importante de la energía utilizada en la estabilización de la materia orgánica proviene de la luz a través de la fotosíntesis. Esta división arbitraria de los procesos de tratamiento biológico se presenta esquemáticamente en la Fig. 1. En la Tabla 1 se presentan los sistemas de tratamiento biológico más comunmente utilizados en la actualidad. Para algunos de estos procesos se utiliza mas de un nombre y es la razón por la cual aparentemente se omite alguno.

En la Tabla 2 se presentan los sistemas de tratamiento biológico utilizados en la estabilización de materia orgánica en forma suspendida como la contenida en los lodos de desechos de los procesos biológicos de aguas residuales.

2.- PROCESOS AEROBIOS

Proceso Aerobio	Microorganismos en Suspensión
	Microorganismos Adheridos a un Medio Fijo
	Combinación

Proceso Anaerobio	Microorganismos en Suspensión
	Microorganismos Adheridos a un Medio Fijo
	Sistemas Estratificados
	Combinación

Lagunas de Estabilización

Fig. 1 PROCESOS BIOLÓGICOS DE TRATAMIENTO



el sistema se trata de mantener bajo condiciones aerobias, la agitaci3n, aparte de promover el contacto comida-microorganismo, permite la transferencia de oxigeno para ser utilizado en el proceso metab3lico.

Lodos Activados

Los procesos de lodos activados se utilizan tanto para tratamiento secundario como tratamiento completo de las aguas residuales sin sedimentaci3n primaria. En estos procesos los desechos lquidos son alimentados continuamente a un tanque aerado, donde los microorganismos metabolizan y biol3gicamente flocculan los compuestos org3nicos. Los microorganismos ( lodos activados) son sedimentados bajo condiciones est3ticas en el sedimentador secundario y retornados al tanque de aeraci3n. El sobrenadante clarificado del sedimentador secundario es el efluente del sistema.

Al contenido del tanque de aeraci3n se le denomina licor mezclado y contiene primordialmente microorganismos en suspensi3n, parte de los cuales son desechados del sistema parcialmente estabilizados despu3s de periodos variables sujetas a respiraci3n end3gena. El tiempo que la masa biol3gica debe de permanecer en el sistema (tiempo de retenci3n celular) depende de varios factores como el nivel de eficiencia deseado, la estabilizaci3n requerida de la materia org3nica y consideraciones relacionadas a la cin3tica de crecimiento.

En el proceso de lodos activados, la bacteria es el microorganismo de mayor importancia ya que esta es responsable de la descomposici3n de la materia org3nica en el influente. En general las bacterias en el proceso son gram-negativo e incluyen miembros de los g3neros *Pseudomonas*, *Zooglea*, *Achromobacter*, *Flavobacterium*, *Nocardia*, *Bdellovibrio*, *Mycobacterium* y las bacterias nitrificantes *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*. Adicionalmente, varias formas filamentosas tales como *Sphaerotilus*, *Beggiatoa*, *Thiothrix*, *Lecicithrix* y *Geotrichum* pueden tambi3n estar presentes. Mientras que las bacterias son los microorganismos que realmente degradan la materia org3nica, las actividades metab3licas de otros organismos son tambi3n importantes en el proceso de tratamiento. POR

ejemplo, los protozoarios y los rotiferos actúan como pulidores del efluente del sistema. Los protozoarios consumen las bacterias dispersas que no se han flocculado y los rotiferos consumen las partculas org3nicas pequeas que no se han sedimentado. Adem3s de que lo importante dentro del proceso es que las bacterias consuman la materia org3nica tan r3pido como sea posible, es asimismo importante que ellas se agrupan en un fl3culo adecuado que pueda sedimentarse f3cilmente. Se ha observado que a medida que el tiempo de residencia celular ( $t_g$ ) se incrementa, la carga superficial de los microorganismos se reduce, y estos comienzan a producir la c3psula que provoca su agrupamiento incrementando su sedimentabilidad. La presencia de los pol3meros que forman la c3psula, promueve la formaci3n de fl3culos y se ha encontrado que para aguas residuales dom3sticas, tiempos de residencia celular del orden de 3 o 4 d3as son adecuados.

Cin3tica del Proceso.

Para poder estudiar la cin3tica del proceso de lodos activados, analizaremos primeramente trataremos de analizar la cin3tica del crecimiento biol3gico que puede ser representada como un proceso de lodos activados en un reactor batch. En este reactor, el sustrato o comida (F), la masa de microorganismos activos (Ma), la masa end3gena (Me) y la masa total o s3lidos suspendidos del licor mezclado (M), varían con respecto al tiempo como se muestra en la fig. 2. De esta figura podemos establecer que:

1) Durante el Crecimiento Logaritmico:

La rapidez con que crece la masa activa es proporcional a la masa activa presente.

$$\frac{dMa}{dt} = kMa$$
$$Ma = Ma_0 e^{kt}$$

De la misma forma, el crecimiento de los microorganismos es directamente proporcional al decremento de la comida

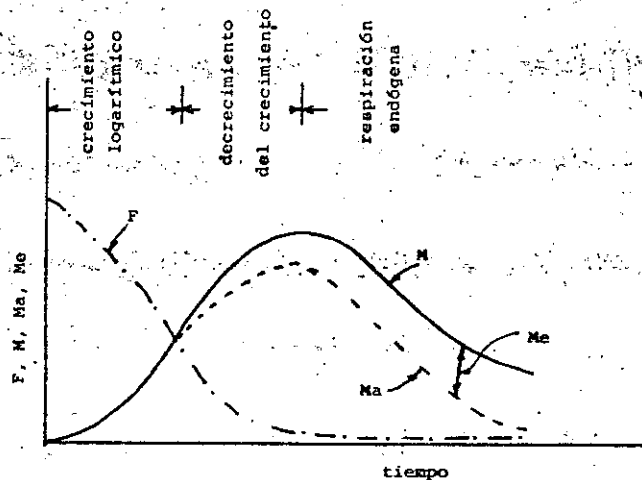
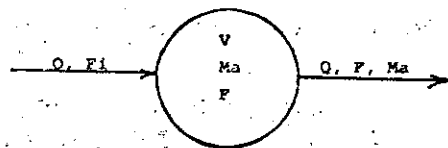


FIGURA 2.- Comportamiento biológico en un reactor Batch.



Q = gasto  
 F = sustrato  
 Ma = microorganismos activos  
 Fi = sustrato inicial

FIGURA 3.- Reactor continuo sin recirculación.

$$\frac{dMa}{dt} = -A \frac{dF}{dt}$$

de donde  $(Ma - Ma_0) = A (F_i - F)$

donde  $F_i$  es la cantidad de comida inicial (DBO<sub>5 inf.</sub>)

$$Ma_0 (e^{kt} - 1) = A \Delta F$$

Si consideramos que el sistema es aerobio, la rapidez con que incrementa la masa activa de microorganismos es proporcional a la rapidez con que se consume el oxígeno utilizado en síntesis

$$\frac{dO}{dt} = B \frac{dMa}{dt}$$

2) Durante la fase de Decrecimiento del Crecimiento

En esta etapa la comida es limitante y el crecimiento biológico es proporcional a la rapidez con que se consume el alimento, y por lo tanto el consumo de comida es proporcional a la cantidad de comida remanente

$$\frac{dF}{dt} = -k_1 F$$

$$F = F_0 e^{-k_1 t}$$

donde  $F_0$  es la comida al inicio de la fase de decrecimiento del crecimiento.

En esta etapa, cuando la comida empieza a ser limitante, se inicia la respiración endógena afectando el crecimiento de los microorganismos activos

$$\frac{dMa}{dt} = -k' \frac{dF}{dt} - k_e Ma$$

donde  $k_e$  es la constante de respiración endógena.

3) Durante la fase de Respiración Endógena

La concentración de comida se encuentra en el límite inferior y por lo tanto se puede considerar una transformación neta de la comida

$$-\frac{dP}{dt} = 0$$

La masa de microorganismos activos se ve afectada solo por la respiración endógena

$$\frac{dMa}{dt} = -k_e Ma$$

$$Ma = Ma_0 e^{-k_e t}$$

La masa endógena se incrementa proporcionalmente a la disminución de la masa activa

$$-\frac{dMe}{dt} = 0.2 \frac{dMa}{dt} = -0.2 k_e Ma$$

el 0.2 se debe a que se considera que es la fracción no degradable de la célula biológica que permanecerá como material estable.

Reactor Continuo

En un reactor continuo que ha alcanzado su equilibrio entre la población biológica y la cantidad de sustrato que se alimenta, como el que se muestra en la figu 3, se puede establecer el siguiente análisis:

Remoción del sustrato

Un balance de material que considere el sustrato puede establecerse como sigue:

lo que entra = lo que sale + lo que se metaboliza

o sea  $QF_1 = QF + \text{metabolismo}$

Si consideramos que la población biológica en el reactor se encuentra en la etapa de decrecimiento del crecimiento o sea que la limitante es la comida

$$QF_1 = QF + k_m FV$$

donde  $k_m$  es la constante de metabolismo o la rapidez con que los microorganismos utilizan el sustrato.

6 dividiendo entre Q

$$F_1 = P + F k_m t$$

$$F = \frac{F_1}{k_m t + 1}$$

Crecimiento biológico

De la fig. 3 y considerando que la población biológica en el influente del reactor es mínima:

lo que se sintetiza = lo que se desplaza + resp. endógena

$$k_p FV = QMa + k_e MaV$$

$$Fk_p t = Ma + Ma k_e t$$

$$Ma (1 + k_e t) = k_p F t$$

$$Ma = \frac{k_p F}{\frac{1}{t} + k_e}$$

Crecimiento endógeno

$$QM_e = a k_e Ma V \quad a = 0.2$$

$$M_e = 0.2 k_e Ma t$$

Sólidos inorgánicos (Mii)

$$M_{ii} = 0.1 (Ma + Me)$$

Incremento total de sólidos

$$M_t = Ma + Me + M_{ii}$$

Tasa de utilización del oxígeno

$$\frac{dO}{dt} = \frac{\text{Oxidación potencial de la corrida} - \text{Equivalente en } O_2 \text{ de las células}}{\text{Tiempo de retención}}$$

$$\frac{dO}{dt} = \frac{1.5 (ADBO_5) - 1.43 (M_a + M_r)}{t}$$

Sustrato en el efluente

$$DBO_{5eff} = F + 0.8 M_a$$

Reactor continuo con recirculación de lodos

En la fig 4 se presenta esquemáticamente el sistema de lodos ac-  
tivados considerando recirculación de microorganismos al tanque  
de aireación. Si consideramos que el sistema se encuentra en  
equilibrio y que la población biológica se encuentra en la fase  
de decrecimiento del crecimiento, podemos efectuar el siguiente  
análisis:

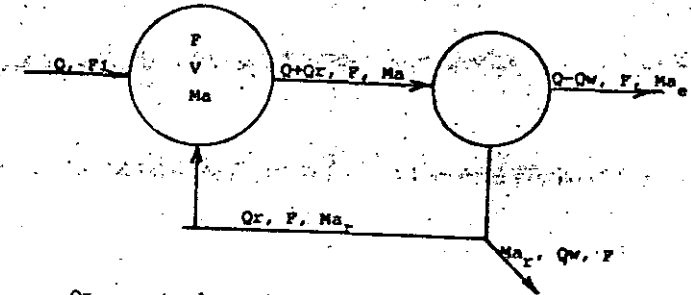
a) Metabolismo del sustrato

De un balance de materiales del sistema en la fig 4, con-  
siderando el sustrato:

lo que entra = lo que sale + lo que se metaboliza

$$QF_1 + Q_r F = K_m P t + F$$

$$F_1 = K_m P t + F$$



$Q_r$  = gasto de recirculación  
 $Q_w$  = gasto de lodos de desecho  
 $M_a_2$  = microorganismos en el efluente  
 $M_r_1$  = masa de microorganismos en la recirculación

FIGURA 4.- Reactor continuo completamente mezclado con re-  
circulación.

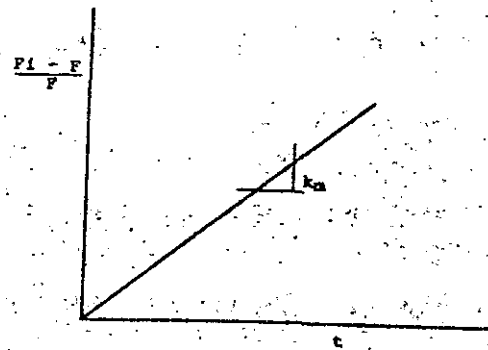


FIGURA 5.- Determinación de  $K_m$ .

$$P = \frac{F_1}{K_m t + 1}$$

donde t es el tiempo de retención hidráulico teórico.

Producción de microorganismos

lo que entra + lo que se sintetiza = lo que sale +

+ resp. endógena

$$K_s F V + Q_r M_{a_r} = (Q + Q_r) M_a + K_e M_a V$$

Por otro lado:

$$(Q + Q_r) M_a = (Q - Q_w) M_{a_e} + Q_w M_{a_r} + Q_r M_{a_r}$$

Sustituyendo en la ecuación previa

$$K_s F V + Q_r M_{a_r} = (Q - Q_w) M_{a_e} + Q_w M_{a_r} + Q_r M_{a_r} + K_e M_a V$$

Cancelando  $Q_r M_{a_r}$

$$K_s F V = (Q - Q_w) M_{a_e} + Q_w M_{a_r} + K_e M_a V$$

Si  $Q_w$  es una fracción de  $Q$  o sea  $XQ$

$$K_s F V = Q (1 - X) M_{a_e} + XQ M_{a_r} + K_e M_a V$$

dividiendo entre  $Q$

$$K_s F t = (1 - X) (M_{a_e} + X M_{a_r} + K_e M_a t)$$

*J*

dividiendo entre t

$$K_s F = \frac{(1 - X) M_{a_e}}{t} + \frac{X}{t} M_{a_r} + K_e M_a$$

De un balance de materiales en el sedimentador secundario:

$$\frac{(1 - X) M_{a_e}}{t} + \frac{X}{t} M_{a_r} = \frac{M_a}{t_s}$$

donde  $t_s$  es el tiempo que permanecen los microorganismos en el sistema o tiempo de residencia celular.

por lo tanto

$$K_s F = \frac{M_a}{t_s} + K_e M_a$$

$$M_a = \frac{K_s F}{\frac{1}{t_s} + K_e}$$

c) Masa endógena

$$M_e = 0.2 K_e M_a t_s$$

d) Masa orgánica inerte

$$M_i = (M_i \text{ en el influente}) \left( \frac{t_s}{t} \right)$$

e) Masa inorgánica inerte

$$M_{ii} = (M_{ii} \text{ en el influente}) \left( \frac{t_s}{t} \right) + 0.1 (M_a + M_e)$$

f) Sólidos suspendidos del licor mezclado

$$M_x = M_a + M_e + M_i + M_{ii}$$

$$M_v = M_a + M_e + M_i \text{ (SSVLM)}$$

g) Utilización del oxígeno

$$\frac{dO}{dt} = \frac{1.5 (P_i - P)}{t} - \frac{1.43 (M_a + M_e)}{t_s}$$

$$\frac{dO}{dt} = \frac{0.5 (P_i - P)}{t} + 1.14 K_s M_a$$

h) Sustrato en el efluente

$$DBO_{seff} = P + 0.8 M_a$$

donde  $M_a = M_e \left( \frac{M_a}{M_x} \right)$

valuación de las constantes del sistema

la constante de metabolismo se puede obtener a partir de la ecuación de remoción de sustrato:

$$P_i = K_m P t + P$$

$$\frac{P_i - P}{P} = K_m t$$

ecuación de una recta con pendiente  $K_m$  y que pasa por el origen. Por lo tanto, realizando un experimento a nivel labora-

torio se puede obtener una recta como la que se muestra en la fig 5 cuya pendiente es  $K_m$

$$K_s = 0.7 \text{ Km}$$

$$K_e = 0.02 \text{ hr}^{-1} \text{ a } 20^\circ\text{C}$$

Estas constantes dependen de la temperatura, variando de acuerdo con la siguiente relación:

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

donde  $\theta$  es el coeficiente de actividad biológica que de acuerdo a algunos autores varía entre 1.05 y 1.15. Parece ser que este coeficiente está relacionado con la viscosidad del agua la cual varía con la temperatura. En este caso  $\theta = 1.075$ .

DIGESTION ANAEROBIA

3. CONCEPTOS GENERALES

Los tratamientos anaerobios de residuos orgánicos, en todas sus variantes, se encuentran entre los principales sistemas de tratamiento biológico en cuanto a su aplicación actual y potencial. Su utilidad en la destrucción de sólidos orgánicos (digestión), ha sido probada desde hace varios años tanto a mediana y gran escala en las plantas de tratamiento municipales, como a pequeña escala en los digestores rurales. En la actualidad, el tratamiento anaerobio de residuos líquidos industriales es reconocido como la variante más promisoría para tratar este tipo de desechos.

A pesar de su uso generalizado, la eficiencia del sistema es comúnmente baja si se compara con la óptima, debido principalmente a que el diseño y la operación del proceso se ha hecho sobre bases puramente empíricas; sin embargo, y en parte motivado por

## 11

la potencialidad del proceso anaerobio, gran cantidad de investigadores han trabajado y trabajan para conocer más profundamente los fundamentos teóricos necesarios con el fin de establecer bases firmes en el diseño, operación y análisis de los sistemas de tratamiento anaerobio.

En este capítulo se presentan los principales aspectos del metabolismo anaerobio así como sus requerimientos ambientales y operacionales más importantes. Posteriormente se describen las diversas variantes de este tipo de tratamiento, profundizando en los digestores rurales, tema de este trabajo.

### 3.1 *Metabolismo anaerobio*

La cinética del tratamiento anaerobio puede ser descrita en tres pasos: a) hidrólisis de compuestos de alto peso molecular, b) formación de ácidos volátiles y c) producción de metano. En el primer paso se lleva a cabo una hidrólisis enzimática de las sustancias orgánicas complejas, dando por resultado compuestos orgánicos solubles más simples. El segundo paso consiste en la conversión bacteriana de estos compuestos a sustancias orgánicas de bajo peso molecular, principalmente ácidos grasos volátiles. En el tercero y último paso los productos anteriores son fermentados, por bacterias estrictamente anaerobias, a metano y dióxido de carbono principalmente, los cuales constituyen los productos finales del proceso. Algunos investigadores consideran que los dos primeros pasos se llevan



a cabo simultáneamente, por lo que los agrupan en uno solo. Sin embargo, la hidrólisis de los polímeros insolubles se ha establecido como la etapa limitante en el proceso de digestión anaerobia de los lodos (ref 3.1). Esta observación, puede ser generalizada para todo proceso de digestión anaerobia de sólidos.

Ya sea que se describa en dos o tres pasos, la conversión anaerobia de materia orgánica a metano y dióxido de carbono es realizada por dos grupos de microorganismos: Las bacterias "formadoras de ácido" y las bacterias metanogénicas. Las primeras son microorganismos facultativos y anaerobios encargados de hidrolizar y fermentar los compuestos orgánicos complejos, tales como grasas, proteínas y polisacáridos, en compuestos orgánicos simples y solubles, principalmente ácidos volátiles como acético y proiónico. En esta primera etapa o etapa de fermentación ácida, la materia orgánica es convertida simplemente en ácidos volátiles, alcoholes y nuevas células, de manera que la estabilización aún no se ha efectuado; aún así debe tomarse en cuenta que la actividad de estas bacterias en la transformación de los compuestos y sus procesos de síntesis requieren de energía que se obtiene de la estabilización parcial del sustrato.

El segundo grupo de bacterias, llamadas metanogénicas, metabolizan, bajo condiciones estrictamente anaerobias, los productos finales de la primera etapa en gases, principalmente metano y dióxido de carbono. Es en esta segunda etapa donde se logra la verdadera estabilización.

## 13

La cinética descrita rige una serie de mecanismos, ciclos y transformaciones que conforman el proceso de digestión anaerobia. Por medio de éste conjunto de reacciones bioquímicas en extremo complejas e interrelacionadas, los microorganismos involucrados metabolizan la materia orgánica para producir los productos gaseosos finales ya mencionados. Una descripción detallada del metabolismo bacteriano propio de este sistema caería fuera de los objetivos del presente trabajo; sin embargo es conveniente conocer los principios básicos de las reacciones metabólicas para una mejor comprensión del proceso anaerobio.

Las bacterias presentes en la digestión anaerobia son microorganismos heterótrofos, es decir que obtienen el carbono y la energía de compuestos orgánicos, y en su mayor parte anaerobios pues oxidan la materia orgánica en ausencia de oxígeno disuelto. Igualmente se encuentran bacterias facultativas dentro del grupo de bacterias formadoras de ácido; este tipo de microorganismos utiliza el oxígeno disuelto, cuando existe, pero puede continuar sus funciones en su ausencia. Además de la materia orgánica, los microorganismos necesitan para su supervivencia y correcto funcionamiento elementos inorgánicos como nitrógeno y fósforo en cantidades relativamente pequeñas y azufre, potasio, calcio y magnesio a nivel de trazas. Estos elementos inorgánicos vitales para la célula se conocen comunmente como nutrientes.

14

Todas las funciones efectuadas por una célula microbiana dependen de la utilización del sustrato; las reacciones químicas necesarias para ello están controladas por las enzimas, proteínas producidas por la célula viva que actúan como catalizadores para acelerar reacciones específicas.

Las enzimas se caracterizan por su eficiencia en convertir un sustrato en productos finales, al igual que por ser altamente específicas, ya que un tipo de enzima actuará solo sobre cierto tipo de sustrato. Una reacción enzimática puede representarse de la manera siguiente:



La enzima (E) forma con el sustrato (S), un complejo enzima-sustrato (ES) durante sólo algunas centésimas de segundo, dando por resultado un nuevo compuesto (P) y la enzima regenerada (E). El producto (P) así formado puede a su vez ser atacado por otra enzima formando una secuencia hasta llegar al producto final.

Las enzimas microbianas catalizan tres tipos de reacciones: hidrolíticas, oxidativas y sintéticas. Las enzimas hidrolíticas son utilizadas por la célula para hidrolizar compuestos orgánicos complejos e insolubles y de esta forma simplificarlos y solubilizarlos para que puedan pasar a través de la membrana celular. Este tipo de enzimas son secretadas por la célula hacia

el medio, por lo que se les conoce como enzimas extracelulares. La reacción de hidrólisis comprende la incorporación de agua al compuesto y la ruptura del mismo en sustancias más simples y solubles.

Las reacciones oxidativas son las productoras directas de la energía necesaria para el mantenimiento y el crecimiento de los microorganismos. Estas reacciones son canalizadas por enzimas intracelulares e involucran oxidaciones y reducciones de compuestos. La enzima conocida como deshidrogenasa oxida un compuesto al removerle hidrógeno y en secuencia con otras enzimas lo transporta hasta el aceptor final el cual es así reducido. Este aceptor final estará determinado por el medio y por la naturaleza de las células que llevan a cabo la reacción. En condiciones aerobias, el aceptor es el oxígeno dando lugar a la formación de agua. Bajo condiciones anaerobias, un compuesto oxidado acepta el hidrógeno y se reduce.

De la energía liberada por esta reacción de oxidación, una parte es consumida al momento de efectuarse la reducción, obteniéndose así cierta energía neta, la cual es utilizada por la célula en la reacción sintética. Esta reacción es catalizada por un vasto número de enzimas intracelulares ya que el protoplasma está constituido por una gran diversidad de compuestos. El fin de esta reacción es sintetizar nuevo material celular el que a su vez formará nuevas células y regenerará el protoplasma consumido.

# 18

mido por la célula mediante la respiración endógena al efectuar sus funciones vitales.

La importancia de las enzimas en el metabolismo celular es, como se hace notar arriba, de un grado máximo; cualquier reacción enzimática que no funcione correctamente acarreará el desequilibrio de la célula y por lo tanto del sistema biológico. La actividad de las enzimas es afectada por las condiciones ambientales, tales como pH, temperatura y la concentración de ciertas iones.

La reacción oxidativa, como se ha visto, es una reacción enzimática de degradación que produce energía o exotérmica; el conjunto de estas reacciones se conoce como catabolismo.

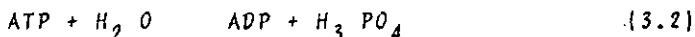
La reacción sintética es a su vez una reacción enzimática de reducción que consume energía o endotérmica, cuyo conjunto es conocido como anabolismo.

Estos dos conjuntos de reacciones - catabolismo y anabolismo - forman lo que se ha definido como metabolismo, es decir, una serie de reacciones bioquímicas realizadas por los organismos vivientes con el fin de obtener la energía necesaria para la síntesis, la movilidad y la respiración, funciones indispensables para su supervivencia y reproducción.

## 17

La energía obtenida en el catabolismo del sustrato es almacenada por la célula en las ligaduras de los fosfatos presentes en el adenosintrifosfato (ATP). Esta energía liberada, al realizarse el cambio exotérmico del ATP a adenosindifosfato (ADP) de menor nivel energético, es utilizada en el anabolismo para la síntesis de los compuestos químicos complejos que forman el protoplasma celular. Esta molécula de ADP puede entonces capturar energía del catabolismo y volver a su forma energizada, el ATP. Como se puede observar, el sistema ATP-ADP es la unión energética entre el catabolismo y el anabolismo.

A manera de ilustración, se toma la reacción de hidrólisis del ATP:



Suponiendo una concentración de 1.0 M, un pH de 7.0 y una temperatura de 30°C, el cambio en la energía libre  $\Delta G$  de la reacción es -8400 cal/mol. El signo negativo en  $\Delta G$  indica que la reacción es espontánea y exotérmica; el caso contrario indicaría que se requiere esa cantidad de energía para llevar a cabo la reacción de manera que sería una reacción endotérmica, y no espontánea.

La reacción exotérmica representada arriba indica que por cada mol de fosfato liberado, 8.4 kcal están disponibles para la

## 18

reacción sintética del anabolismo. La figura 3.1 muestra, en forma esquemática, las relaciones energéticas mencionadas para microorganismos heterótrofos.

Como se ha visto, los microorganismos heterótrofos obtienen su energía y carbono de compuestos orgánicos; esto significa que una porción del sustrato es oxidada con fines energéticos mientras que la restante es empleada como la fuente del carbono necesario en la síntesis, el que unido a una serie de otros nutrientes, formarán las nuevas células.

La reacción oxidativa de los microorganismos heterótrofos es realizada mediante una deshidrogenación - pérdida de átomos de hidrógeno - del compuesto. El átomo de hidrógeno contiene un electrón, lo que significa que el compuesto al perderlo ha sido oxidado produciéndose energía.

Los heterótrofos pueden recuperar esta energía en formas diferentes, dependiendo del tipo de microorganismos presentes: la primera es la fosforilación a nivel de sustrato y la segunda es la fosforilación oxidativa.

En fosforilación a nivel de sustrato una porción de la energía liberada durante la reacción de oxidación es usada en la reacción endotérmica de fosforilación del ADP al ATP, de tal forma que la energía se almacena en las ligaduras de los fosfatos.

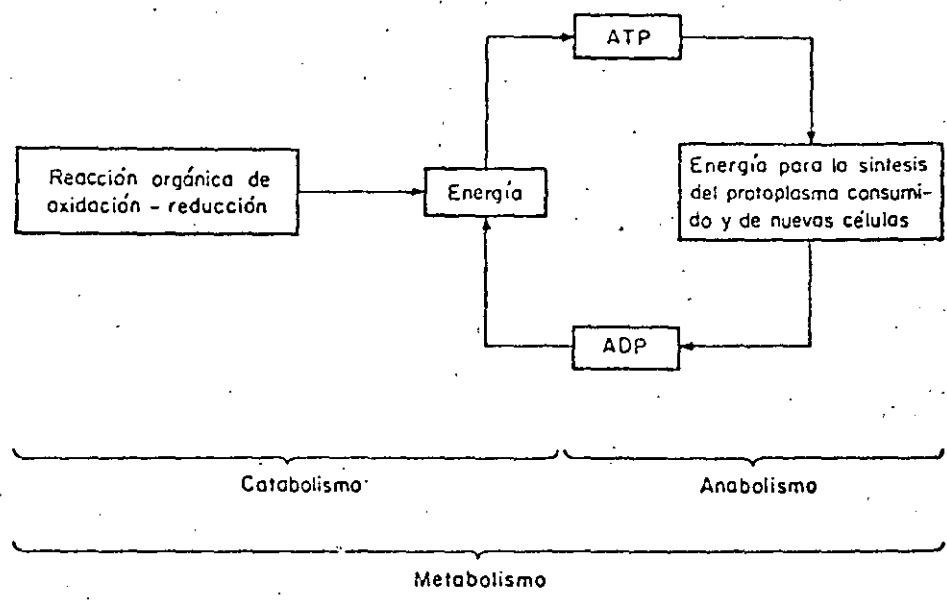


Fig. 3.1 Representación esquemática del flujo energético en el metabolismo celular heterótrofo



Por otra parte, en la fosforilación oxidativa los electrones son liberados por un donador de electrones ( $DH_2$ ), que en éste caso es la materia orgánica, y son conducidos a través de un sistema de transporte de electrones hasta llegar a un aceptor final de electrones (A). Este transporte de electrones se lleva a cabo de tal forma que la gran cantidad de energía producida por la oxidación de la materia orgánica  $DH_2$  es liberada en pequeñas porciones, una a cada paso, que es empleada para llevar la reacción endotérmica del ADP al ATP. De este modo, la energía es igualmente almacenada en las ligaduras de los fosfatos.

En las dos formas de recuperación de energía arriba descritas, la coenzima llamada nicotinamida adenina dinucleótida (NAD como forma oxidada,  $NADH + H$  como forma reducida) es una de las más importantes. Las coenzimas o cofactores pueden ser moléculas orgánicas complejas o simples iones metálicos que funcionan generalmente como transportadores de electrones y de átomos o grupos funcionales específicos transferidos durante las reacciones enzimáticas. En este caso y dependiendo del tipo de microorganismos presentes, se pueden realizar diferentes reacciones para regenerar el  $NAD + H$  empleando como aceptor de electrones el mismo sustrato o bien, mediante un transporte de electrones, un aceptor externo.

Existen tres caminos para que los microorganismos heterótrofos

obtengan la energía liberada al oxidar la materia orgánica: la fermentación, la respiración aerobia y la respiración anaerobia. En este texto la primera y la última son de interés dadas las características del proceso anaerobio.

En el caso de la fermentación, una parte de la energía liberada durante la oxidación es retenida por el mecanismo de fosforilación a nivel de sustrato. Una característica única de la fermentación es que no es necesario un aceptor externo de electrones y por lo tanto no existe una cadena de transporte de electrones.

El ácido pirúvico ( $\text{CH}_3\text{COCOONH}$ ), un compuesto clave dentro del metabolismo de hidratos de carbono, se obtiene por la fermentación de la glucosa. Si existe un aceptor de electrones externo, el ácido pirúvico puede ser convertido por la coenzima A (CoA) en acetil CoA, el cual entra al ciclo de Krebs. Sin embargo, cuando no existe un aceptor externo, el ácido pirúvico puede fermentarse de varias formas de manera de regenerar el NAD, siendo algunos de sus productos principales los ácidos acético, butírico y propiónico.

Con respecto a la respiración anaerobia, ésta se realiza cuando el aceptor de electrones externo no es el oxígeno, sino otro elemento o compuesto inorgánico. Los pasos metabólicos seguidos en la degradación de la materia orgánica son básicamente los mismos en la respiración aerobia y anaerobia con dos dife-

rencias fundamentales: el aceptor final de electrones no es el mismo y la cantidad de ATP producido en la fosforilación oxidativa es mayor en la respiración aerobia que en la anero-  
 bia. Esto último se debe a que el número de moléculas de ATP formadas cuando los electrones pasan a través del sistema de transporte de electrones depende de la diferencia entre los po-  
 tenciales redox del donador y del aceptor de electrones. El oxígeno generalmente tiene un potencial redox menor que los otros aceptores inorgánicos de electrones, de tal forma que más ATP será liberado en la respiración aerobia.

Lo anteriormente expuesto puede ser resumido en forma esquemática en la figura 3.2.

En esta figura, el sustrato  $DH_2$  al ser oxidado reduce la coenzima  $NAD$  a la forma  $NADH + H$ . Si por las condiciones del medio no hay aceptor externo de electrones, el sustrato  $B$  será reducido por la coenzima a la forma  $BH_2$  llevándose a cabo la fermentación y liberando un ATP por cada par de electrones (átomos de hidrógeno) involucrado. Si no existe oxígeno disuelto, el aceptor inorgánico externo podrá ser un nitrato; un sulfato o el dióxido de carbono, en este orden de preferencia de acuerdo a la energía liberada en la reacción global. En esta parte de la cadena, la coenzima reducida  $NADH + H$  se oxida a su forma original  $NAD$  mediante la reducción de la flavoproteína  $FP - H_2$ ; posteriormente, si la cadena continúa, el hidrógeno queda en forma iónica ( $H^+$ ) siendo transportado su elec-

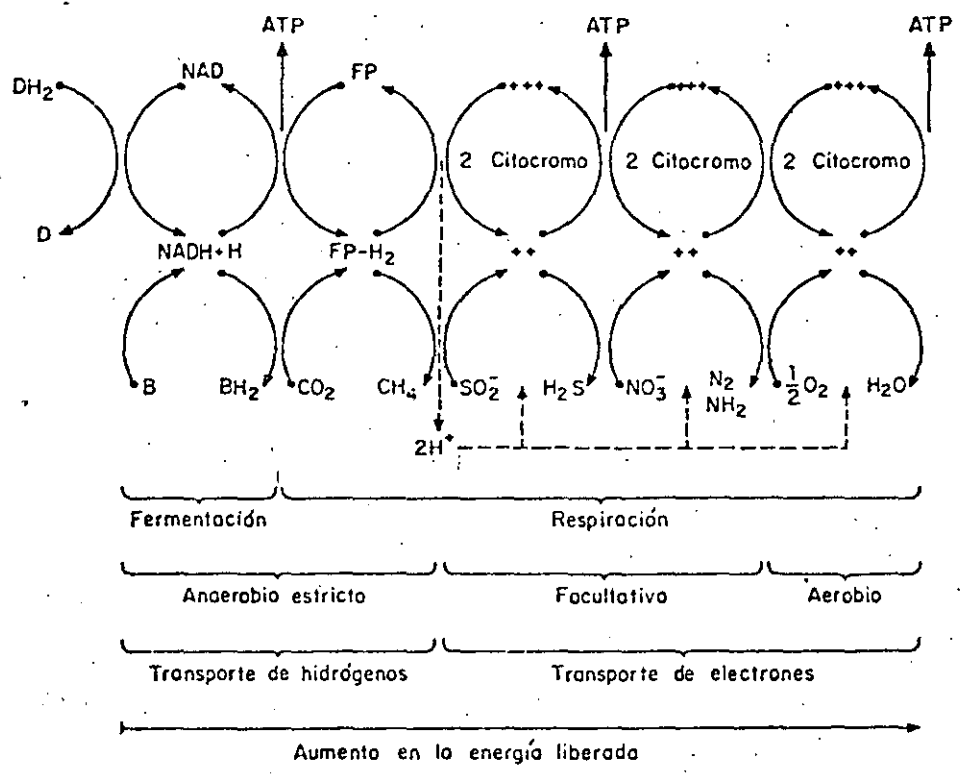
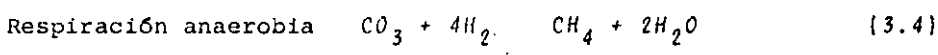
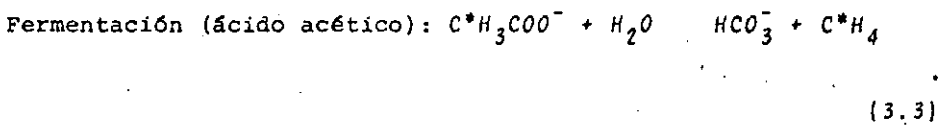


Fig. 2 Esquema general de la deshidrogenación del sustrato para la obtención de energía

trón por medio de enzimas citocromo. El hidrógeno iónico se combinará a su vez para formar el compuesto reducido, el cual dependerá del punto al que se haya llegado en la cadena. Finalmente si existe oxígeno disuelto como aceptor final, se llevará a cabo la respiración aerobia. El sistema enzimático citocromo forma propiamente el sistema de transporte de electrones, del que carece la fermentación.

Como se aprecia en la figura 3.2, las bacterias metanogénicas pueden producir metano siguiendo dos mecanismos y utilizando dos diferentes tipos de sustrato. El primero es por medio de la fermentación de compuestos orgánicos simples, principalmente los ácidos volátiles de seis o menos carbonos en su molécula; el segundo es mediante la respiración anaerobia y la reducción del dióxido de carbono:



Se ha investigado (ref 3.2) que en la digestión anaerobia, la mayor parte del metano producido proviene de la fermentación del ácido acético, en primer lugar, y el propiónico en segundo lugar. En la figura 3.3 se puede apreciar las diversas fuentes de metano a partir de la materia orgánica cruda. Otros in

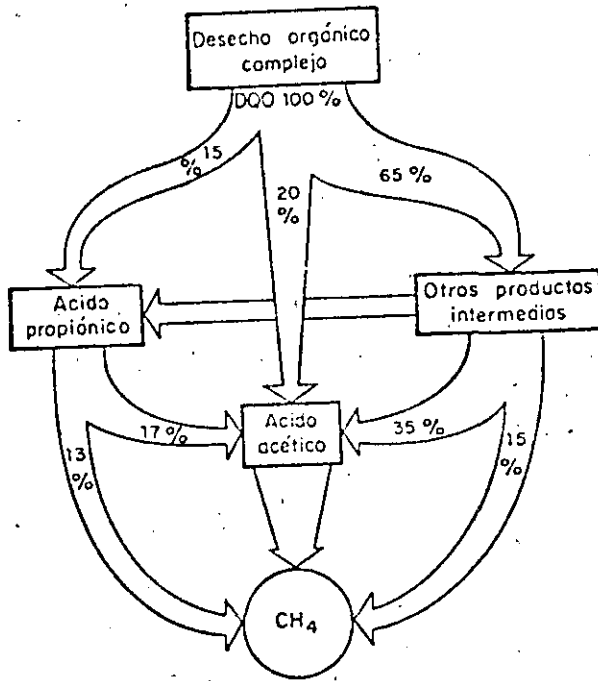


Fig. 3 Formación de metano a partir de un desecho orgánico

26

investigadores (ref 3.1) establecen que cerca del 70 por ciento del metano producido en el proceso es derivado del radical metilo del ácido acético, como se muestra en la reacción 3.3, mientras que el 30 por ciento restante proviene de la respiración anaerobia, siguiendo la reacción 3.4.

Las bacterias responsables de llevar a cabo la primera parte del proceso - la formación de ácidos volátiles - son relativamente resistentes a algunos cambios del medio y presentan una tasa de crecimiento mucho más alta que las bacterias metanogénicas. Estas últimas, por el contrario, son altamente sensibles a cambios ambientales y constituyen el paso limitante del proceso de digestión anaerobia.

En general y como se ha visto, en el proceso anaerobio la energía disponible para el crecimiento de los microorganismos es limitada por su baja eficiencia en cuanto a producción de ATP. Esto significa que el crecimiento celular será mucho menor en el sistema anaerobio que en el aerobio, lo que constituye una de las principales características del proceso.

En efecto, en el metabolismo anaerobio una parte relativamente pequeña de la energía presente en el sustrato se convierte en nuevas células, dando por resultado que los productos finales del proceso contengan una cantidad de la energía original; esto constituye una de las principales características de este

sistema biológico. En la figura 3.4 se representa lo anterior.

Se observa en la figura 3.4 que el proceso anaerobio produce una cantidad pequeña de crecimiento microbiano y un metabolismo incompleto del sustrato, lo que implica productos finales con alta energía, como en el caso del metano. A pesar de esto, el sustrato se considera estabilizado debido a que el metano es un gas poco soluble que se desprende durante el proceso.

3.2 *Requerimientos ambientales y operacionales del proceso anaerobio*

Las condiciones del medio tienen una importancia máxima dentro de cualquier sistema biológico. Como se ha visto en el caso del proceso de tratamiento anaerobio, las bacterias son altamente sensibles a cambios en estas condiciones, además de caracterizarse por su lento crecimiento, lo que explica la conocida vulnerabilidad del sistema a variaciones en su medio y en la forma de operarlo.

Los factores ambientales y operacionales con más repercusiones en este tipo de proceso se comentan en esta sección.

3.2.1 pH y alcalinidad

El tratamiento anaerobio puede desarrollarse correctamente dentro de un pequeño rango de variación en el pH, 6.6 a 7.6, con



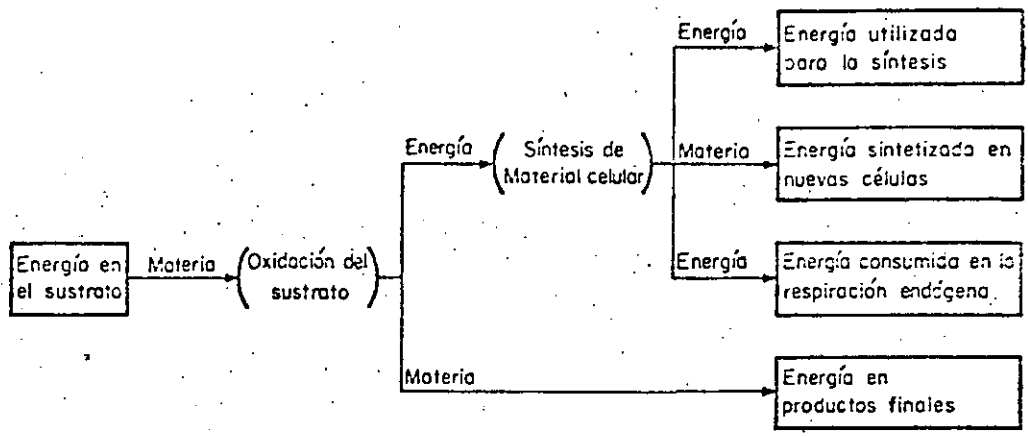


Fig 4 <sup>3</sup> Conversión de energía en el metabolismo anaerobio

el óptimo entre 7.0 y 7.2 (ref 3.2). Fuera de este rango, la digestión puede continuar aunque en forma muy ineficiente, pero a un pH menor de 6.2 las bacterias metanogénicas son afectadas seriamente.

Por su parte, una alcalinidad relativamente grande (mayor a 1000 mg/l como  $CaCO_3$ ) es indispensable para evitar cambios repentinos en el pH, lo que provocaría un desequilibrio en el proceso. Cuando las bacterias metanogénicas son afectadas por alguna causa, los ácidos volátiles producidos en la primera etapa del proceso no serán metabolizados y se acumularán; la alcalinidad en un principio amortiguará, gracias a su capacidad buffer, el cambio en el pH, el cual solo descenderá ligeramente. En este punto, la medición de estos dos parámetros indicará que el proceso está siendo afectado por algún cambio en el influente o en las condiciones de operación, lo que dará cierto tiempo al operador para que lo detecte y corrija.

Con el fin de evitar que se agote la capacidad buffer del sistema, es recomendable aumentar artificialmente la alcalinidad mientras se logra de nuevo el equilibrio; comunmente se añade hidróxido de calcio, pero su efectividad está limitada hasta alcanzar una alcalinidad entre 500 y 1000 mg/l como  $CaCO_3$ , y un pH de 6.7 o 6.8; si se continúa adicionando este compuesto después de lograr los valores citados, se formará carbonato de calcio, el cual es insoluble y no contribuirá a aumentar la alcalinidad del sistema. En este caso es más recomendable em-

plear bicarbonato de sodio y alcanzar valores de alcalinidad entre 5000 y 6000 mg/l como  $\text{CaCO}_3$ , sin efectos adversos.

Es importante subrayar que el abatimiento en el pH no es una causa directa de la falla del sistema, sino el resultado de un desequilibrio debido a un cambio en la operación del proceso; es esto último el verdadero causante y por lo tanto, lo que debe ser corregido; el control del pH mediante la adición de hidróxido de calcio o bicarbonato de sodio es solo para dar tiempo al operador de efectuar la corrección.

### 3.2.2 Temperatura

Este es un factor ambiental que influye grandemente en la eficiencia del tratamiento anaerobio. Las bacterias metanogénicas tienen una temperatura óptima de  $36^\circ\text{C}$  dentro del rango mesofílico, pero el proceso puede llevarse a cabo a otras temperaturas, aunque menos eficientemente.

En la figura 3.5 (ref 3.3) se puede apreciar el efecto de la temperatura en relación al tiempo de tratamiento, logrando las mismas eficiencias. Como se observa, el rango termofílico es el que requiere menos tiempo, pero los problemas en la práctica hacen que el operar un sistema en este intervalo sea altamente problemático.

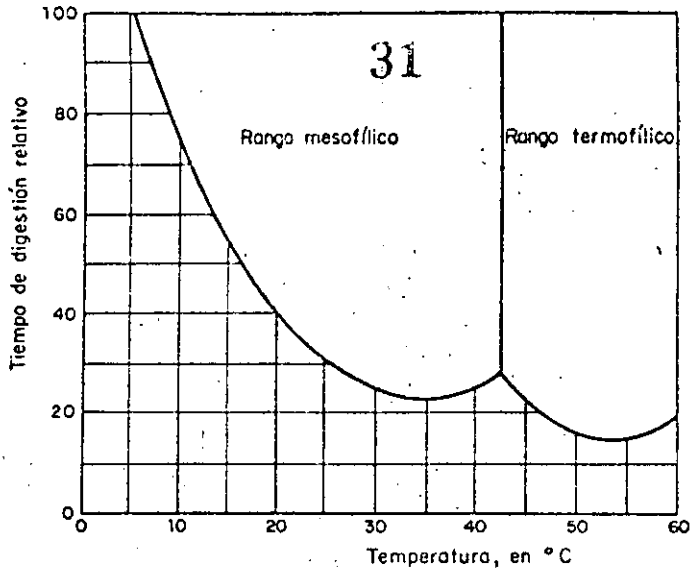
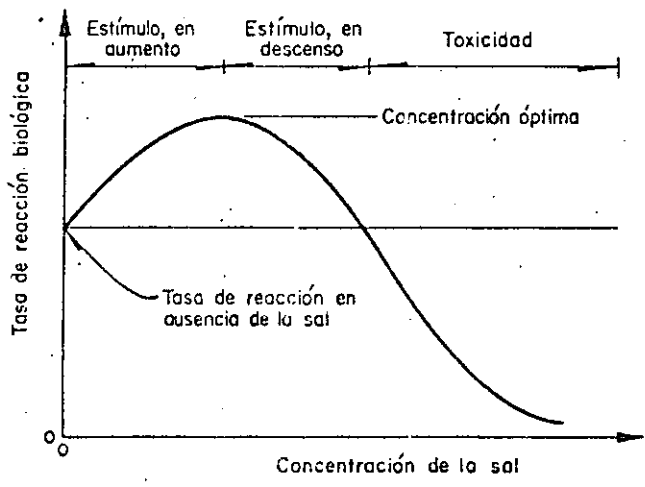


Fig Efecto de la temperatura en el tiempo de retención celular, con eficiencia de remoción constante



Efecto general de sales y otros compuestos en las reacciones biológicas

Dentro del rango mesofílico se pueden lograr eficiencias relativamente aceptables trabajando el proceso a temperatura ambiente, sobre todo en climas cálidos. El calentamiento del reactor para llevarlo a temperaturas óptimas requiere de equipo que hace el sistema más costoso y difícil de operar; una alternativa puede ser el trabajar a temperatura ambiente y evitar cualquier cambio brusco en este parámetro, ya que esto último sería mucho más perjudicial al sistema que el hecho de mantenerlo a una temperatura no óptima.

### 3.2.3 Relación carbono-nitrógeno (C/N)

Para llevar a cabo su metabolismo, las bacterias anaerobias requieren aproximadamente 30 veces más carbono que nitrógeno; el carbono se presenta principalmente como carbohidratos, y como se ha visto, la célula extrae de este tipo de compuestos energía por medio de las reacciones de oxidación. La síntesis por su parte requiere de esa energía para formar los diversos compuestos del protoplasma celular, el cual contiene, además de los elementos carbono, hidrógeno y oxígeno, los llamados nutrientes (nitrógeno, fósforo, azufre, fierro, etc) siendo requerido el primero en mayor grado. Finalmente, otra importante cantidad del carbono presente en el sustrato es empleada para formar los productos gaseosos finales del proceso, metano ( $CH_4$ ) y dióxido de carbono ( $CO_2$ ).

## 33

Entre todos los elementos citados, el carbono y el nitrógeno relacionados entre sí pueden dar una idea del grado potencial de biodegradabilidad de un sustrato. La relación C/N considerada ideal es 30; si la relación C/N es muy superior a este valor, por ejemplo 60, la estabilización del sustrato será muy incompleta debido a la falta de nitrógeno; por otra parte, si la relación es baja, menor que 10, se formará gran cantidad del ión amonio ( $NH_4^+$ ), el cual puede ser tóxico a ciertas concentraciones. El nitrógeno en exceso escapará en forma de amoníaco  $NH_3$  o  $N_2$  dependiendo de los compuestos nitrogenados originales y del pH, lo que significaría una baja en el porcentaje de metano presente en el gas producido y una pérdida en la calidad fertilizante del lodo digerido.

En caso de que el sustrato a tratar cuente con una relación C/N muy alejada de la óptima, es conveniente adicionarle compuestos que suplan la deficiencia de carbono o nitrógeno, según el caso. Como regla general puede decirse que los desechos animales o domésticos tienen una relación C/N relativamente baja (alto contenido de nitrógeno) mientras que los desechos vegetales la tienen superior a la óptima (alto contenido de carbono).

#### 3.2.4 Sustancias tóxicas

Los compuestos tóxicos son especialmente problemáticos en la digestión anaerobia. Si estos llegan a presentarse aún en concentraciones pequeñas, los microorganismos metanogénicos serán los

primeros en resentirlo y, por lo mismo, el sistema se encontrará fuera de equilibrio. Hay muchas sustancias orgánicas o inorgánicas que pueden ser inhibitorias o tóxicas, dependiendo de la concentración en que se encuentren, pero en general los efectos causados por un gran número de sustancias en los sistemas biológicos pueden ser desde benéficos hasta tóxicos. En la figura 3.6 (ref 3.2) se representa esta propiedad: A concentraciones muy pequeñas de la sustancia (unas fracciones de mg/l para metales pesados y algunos cientos de mg/l para sales de sodio y calcio), la actividad biológica se ve favorecida hasta cierto punto, a partir del cual el efecto estimulante empieza a decrecer. El compuesto es considerado tóxico cuando la tasa de reacción biológica es menor a la lograda en ausencia de la sustancia, aumentando este efecto con la concentración hasta que la actividad biológica es prácticamente nula.

Un ejemplo de este efecto es la concentración de algunos cationes alcalinos y alcalinoterreos, como se puede observar en la tabla 3.1 (ref 3.2).

Cuando se encuentran combinaciones de estos cationes los efectos son más complejos dado que algunos cationes pueden actuar en forma antagónica, disminuyendo la toxicidad, o sinérgica, aumentándola.

TABLA 3.1. CONCENTRACIONES ESTIMULANTES E INHIBITORIAS DE ALGUNOS CATIONES ALCALINOS Y ALCALINOTERREOS

CATION	ESTIMULANTE	MODERADAMENTE INHIBITORIO	FUERTEMENTE INHIBITORIO
Sodio	100 - 200	3500 - 5500	8000
Potasio	200 - 400	2500 - 4500	12000
Calcio	100 - 200	2500 - 4500	8000
Magnesio	75 - 150	1000 - 1500	3000

Concentraciones en mg/l

El amoníaco, un compuesto formado en el tratamiento anaerobio de desechos con alto grado de proteínas o urea, puede ser tóxico si está presente en concentraciones importantes, del orden de 2000 mg/l. Por abajo de 1000 mg/l no existen efectos inhibitorios, e inclusive entre 50 y 200 mg/l se considera como benéfico. Es importante subrayar que el amoníaco es tóxico a menores concentraciones que el ión amonio, y dado el pH neutro del proceso, es más factible encontrarlo en esta última forma.

Los sulfuros son importantes en el tratamiento anaerobio por su facilidad de formar compuestos insolubles con los metales pesados, de manera de eliminar la toxicidad de estos elementos.



claramente en la figura 3.5. Una vez que se fija el tiempo de retención en un reactor, una forma de aumentar su eficiencia es mediante el incremento de la temperatura de operación y recíprocamente.

### 3.2.6 Mezclado

El principal objetivo del mezclado dentro de un reactor es homogenizar el contenido y así lograr mejores condiciones para el desarrollo del proceso. Al agitar un reactor, la alta concentración de materia orgánica o sustrato en el influente se distribuye rápidamente en el medio favoreciendo el contacto entre los microorganismos y su fuente de energía; esto disminuye además el peligro de sobrecargas en el sistema, ya que si se llegan a presentar serían rápidamente diluidas dentro del reactor, ocurriendo lo mismo con las sustancias tóxicas que de otra forma causarían daños considerables en el equilibrio biológico. Para una agitación correcta es necesario que el contenido de sólidos en el reactor sea inferior al 6% (ref 3.4).

Otra ventaja del mezclado es la de evitar la acumulación de sólidos dentro del reactor, problema importante si el desecho a tratar cuenta con un alto contenido de sólidos suspendidos, como es el caso de la digestión.

La concentración de sólidos en el fondo del reactor, provoca la pérdida de un cierto porcentaje en el volumen útil del sistema

y, al igual que en el caso de las natas, altas concentraciones de ácidos volátiles y otros compuestos intermedios del metabolismo anaerobio, situación que no es favorable para las bacterias metanogénicas.

Las natas, otro resultado de la estratificación en el reactor, se forman por partículas de diversos tamaños y de menor densidad que el medio de reacción. Las pequeñas burbujas de gas producido, en su camino hacia la superficie, arrastran estos materiales provocando su acumulación en la parte superior del tanque, llegando a formar una capa lo suficientemente espesa como para impedir el escape libre del gas, lo que causa problemas de presiones internas elevadas.

Aunque no se ha demostrado experimentalmente, se considera que una ventaja adicional de la agitación es la solubilización de los sólidos suspendidos para que puedan ser aprovechados por los microorganismos. Como se mencionó anteriormente (secc. 3.1) la etapa limitante en la digestión de los sólidos es la hidrolización la cual se verá favorecida por la energía del mezclado.

A pesar de las inegables ventajas de la agitación, su alto costo en equipo y energía ha obligado a diseñar gran número de sistemas de tratamiento anaerobio sin mezclado, provocando una sensible baja en la eficiencia del proceso.

3.3.1 Digestión anaerobia

Cuando el porcentaje de sólidos en el desecho a tratar es elevado, mayor al uno por ciento, y de éste una fracción importante es suspendida, la hidrólisis será una función fundamental en el proceso. Cuando esto sucede, se puede considerar que se trata de una digestión, es decir, de una destrucción de sólidos.

El anterior es el caso de los llamados lodos de desecho municipales y de los residuos agrícolas y ganaderos en general. Para su tratamiento existen diversos sistemas, con diferentes requerimientos de capital, equipo, energía y cuidado en la operación; igualmente las eficiencias son muy variadas.

3.3.1.1 Fosa séptica

Aunque posiblemente no sea totalmente anaerobio, esta variante se puede considerar como el más antiguo y simple de los sistemas de tratamiento anaerobio. Su utilización se ha limitado a tratar los desechos domésticos de casas aisladas.

El drenaje conduce los residuos al tanque o reactor, donde los sólidos se sedimentan y son metabolizados anaerobicamente. El sobrenadante, parcialmente estabilizado, es evacuado y los gases que se producen son liberados en la atmósfera; los sólidos

digeridos deben de ser retirados periódicamente.

La eficiencia de una fosa séptica es muy pequeña y cuando no se tiene el cuidado de remover los sólidos acumulados, cae aún más. Pese a sus grandes desventajas, constituye una alternativa de tratamiento parcial muy económica destinada a zonas rurales.

### 3.3.1.2 Tanque imhoff

El tanque imhoff es un diseño más elaborado que la fosa séptica. Su eficiencia aumenta debido a que cuenta con dos compartimientos, uno de sedimentación y otro de digestión (fig 3.7), combinación que soluciona el problema de flotación de lodos causado por las burbujas de gas al elevarse.

En el tanque imhoff, los sólidos que se sedimentan se deslizan al compartimiento de digestión sobre el falso fondo, muy inclinado; los gases y las natas producidas durante el proceso se dirigen hacia los canales laterales, donde se evacuan; los lodos una vez digeridos se extraen por gravedad o por presión hidrostática.

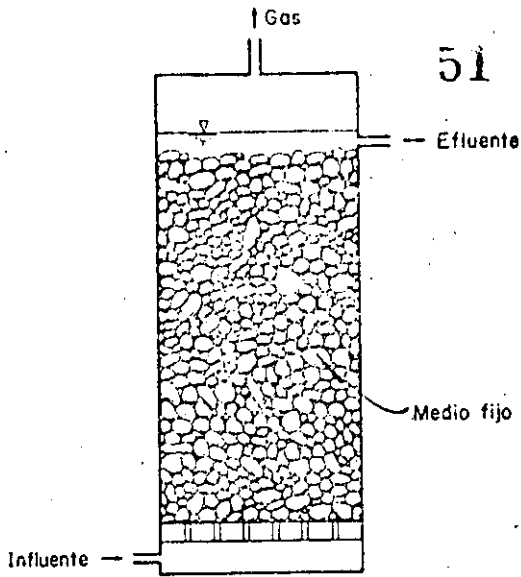
Este diseño es particularmente costoso, por lo que a pesar de contar con una relativa buena eficiencia, su empleo es muy limitado.

ta característica. Su principio, independientemente del contenido de materia orgánica soluble presente, es el de aumentar el tiempo de retención celular a valores sustancialmente mayores que el tiempo de retención hidráulico del sistema. Para ello se emplea la recirculación y el medio fijo.

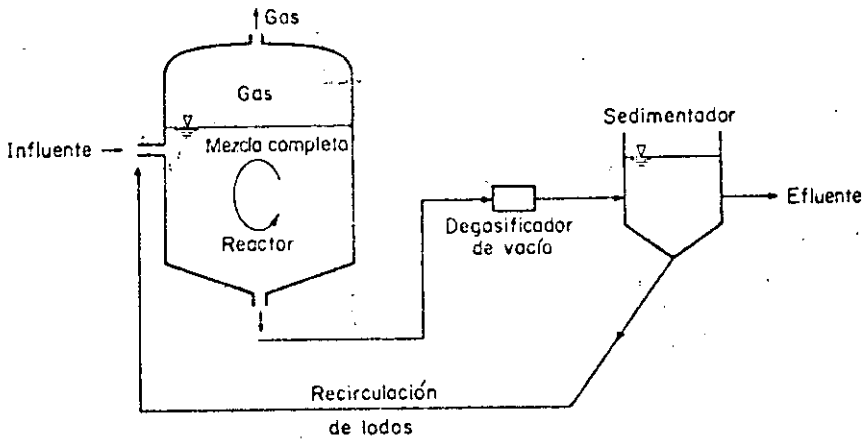
### 3.3.2.1 Tratamiento por contacto anaerobio (recirculación)

Este sistema consta de un reactor completamente mezclado donde el influente es recibido para su tratamiento y de un sedimentador para efectuar la separación de sólidos deseada. En la figura 3.11 se representa un proceso de contacto anaerobio: El influente mezclado con la recirculación de lodos entra en el reactor donde es estabilizado; el gas producto de esta función se recolecta por la parte superior y el efluente es desalojado hacia el sedimentador, para obtener así el agua tratada.

La parte problemática en este tipo de sistemas es el lograr la correcta separación de los sólidos en la unidad de sedimentación. En efecto, es necesario operar el sedimentador a una alta eficiencia con el fin de recircular los sólidos en altas concentraciones, logrando así los tiempos de retención de sólidos buscados y sin incrementar demasiado el volumen del reactor. Sin embargo, los lodos producidos en los procesos anaerobios se caracterizan por su difícil sedimentación, debido a las burbujas de gas que causan la flotación de los flóculos. Por lo tanto, si se desea una correcta operación en la unidad,



3.12 Fig Filtro anaerobio



3.11 Fig Tratamiento por contacto anaerobio

es necesario instalar un dispositivo que mejore la sedimentabilidad de los lodos. Comúnmente se utiliza un degasificador por vacío, unidad de buena eficiencia pero alto costo.

Este proceso ha sido instalado para tratar una larga serie de desechos, principalmente de la industria alimenticia.

### 3.3.2.2 Filtro anaerobio

Otra alternativa para tratar desechos orgánicos principalmente en forma soluble, es el filtro anaerobio. Esta variante elimina el problema del sistema anterior, el cual consiste en lograr un alto contenido de sólidos en la recirculación.

El filtro anaerobio está basado en la tendencia que tienen los microorganismos para fijarse sobre un medio inerte sin disminuir su actividad metabólica. Si se provee a las bacterias anaerobias de este tipo de medio, la población activa no será evacuada en el efluente del reactor, logrando así muy altos tiempos de retención de sólidos.

Básicamente el filtro anaerobio (fig 3.12) está formado por una columna en donde se introduce el material inerte: rocas de 2 a 3 cm de diámetro, formas de plástico, etc. La operación de alimentación se realiza por la parte inferior, y la evacuación por la parte superior, con el fin de mantener el me

dio totalmente sumergido dentro del desecho en tratamiento.

Las ventajas propias de este sistema son:

- a) Desechos solubles con muy diversas concentraciones de materia orgánica pueden ser tratadas eficientemente.
- b) Al mantener la masa activa dentro del reactor, se pueden lograr tiempos de retención de sólidos muy grandes sin necesidad de recirculación ni volúmenes importantes.
- c) Por la misma razón anterior, es posible operar el sistema a temperaturas inferiores a la óptima con una buena eficiencia.
- d) La concentración de sólidos suspendidos en el efluente es muy reducida.
- e) Los requerimientos de equipo y energía son muy limitados.

Las desventajas de esta variante son provocadas por la posible obstrucción de los conductores interiores y por las canalizaciones resultantes; lo que abatiría en diversos grados la eficiencia de la unidad, ya que el retrolavado no se considera factible debido al tamaño del reactor. Para solucionar esto se investiga en la actualidad una variante del filtro anerobio con-



sistente en un medio inerte de pequeño peso y volumen; el influente entraría con cierta fuerza hidráulica que provocaría la suspensión del medio, eliminando las posibles obstrucciones.



**DIVISION DE EDUCACION CONTINUA  
FACULTAD DE INGENIERIA U.N.A.M.**

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, INDUSTRIALES Y REUSOS

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

OCTUBRE, 1985

## REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS SOBRE TRATAMIENTO DE AGUA

### A. LIBROS

James, G.V. WATER TREATMENT. 4th. ed. Edinburgh Scotland: Technical Press; 1971. 311 p.

Mara, David Duncan. SEWAGE TREATMENT IN HOT CLIMATES Chichester: John Wiley and Sons; 1976. 168 p.

Ramalho, Rubens S. INTRODUCTION TO WASTEWATER TREATMENT PROCESSES. New York: Academic Press; 1977. 409 p.

Culp, Russel L. HANDBOOK OF ADVANCED WASTEWATER TREATMENT. 2nd. ed. New York: Van Nostrand Reinhold Environmental Engineering Series; 1978. 632 p.

Nemerow, Nelson L. INDUSTRIAL WATER POLLUTION: ORIGINS, CHARACTERISTICS, AND TREATMENT. Reading, Massachusetts: Addison Wesley; 1978. 738 p.

Sundstrom, Donald W. and Herbert E. Klei. WASTEWATER TREATMENT. Englewood Cliffs, N. J.: Prentice-Hall; 1979. 444 p.

Benfield, Larry D. BIOLOGICAL PROCESS DESIGN FOR WASTEWATER TREATMENT. Englewood Cliffs, N. J.: Prentice-Hall; 1980. 526 p.

Benjes, Henry H. Jr. HANDBOOK OF BIOLOGICAL WASTEWATER TREATMENT. New York: Garland STPM Press; 1980. 181 p.

Scott, John S. DICTIONARY OF WASTE AND WATER TREATMENT. London: Butterworths; 1980. 539 p.

Benfield, Larry D. PROCESS CHEMISTRY FOR WATER AND WASTEWATER TREATMENT. Englewood Cliffs, N.J.: Prentice-Hall; 1982. 510 p.

Pawlowski, Lucjan, ed. PHYSICO-CHEMICAL METHODS FOR WATER AND WASTEWATER TREATMENT. Amsterdam.: Elsevier Scientific Publishing Company; 1982. 394 p.

D'itri, Frank M. ed. LAND TREATMENT OF MUNICIPAL WASTEWATER: VEGETATION SELECTION AND MANAGEMENT. Ann Arbor, Michigan: Ann Arbor Science; 1982. 218 p.

B. REVISTAS:

- . Stan A., Christopher (et al). PILOT TESTS PROVE INNOVATIVE, COST-SAVING WASTEWATER TREATMENT SYSTEM. JOURNAL W.P.C.F. 56 (1): 34-40; 1984 January
- . Busch W., Arthur. CHEMICAL REACTOR DESIGN THEORY AND BIOLOGICAL TREATMENT OF INDUSTRIAL WASTES-- IS THERE A GAP? JOURNAL W.P.C.F. 56 (3): 215-218; 1984 March.
- . Hauser R., Jeffrey. USE OF WATER HYACINTH AQUATIC TREATMENT SYSTEMS FOR AMMONIA CONTROL AND EFFLUENT POLISHING. JOURNAL W.P.C.F. 56 (3): 219-225; 1984 March.
- . Huang C.P.; P.L.K. Fu. TREATMENT OF ARSENIC (V)-CONTAINING WATER BY THE ACTIVATED CARBON PROCESS. JOURNAL W.P.C.F. 56 (3): 233-242; 1984 March.
- . Iida Yukio; Akihiro Teranishi. NITROGEN REMOVAL FROM MUNICIPAL WASTEWATER BY A SINGLE SUBMERGED FILTER. JOURNAL W.P.C.F. 56 (3): 251-258; 1984 March.
- . Rusten Bjørn. WASTEWATER TREATMENT WITH AERATED SUBMERGED BIOLOGICAL FILTERS. JOURNAL W.P.C.F. 56 (5): 424-431; 1984 May.
- . Sloan H. William. IRRIGATION OF PUBLIC USE AREAS BY LAND APPLICATION OF COMBINED INDUSTRIAL AND DOMESTIC WASTE EFFLUENT. JOURNAL W.P.C.F. 56 (5): 474-481; 1984 May.
- . Hollenbeck J. Alan. WASTEWATER COLLECTION. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 553-558; 1984 June.
- . Peters W. Robert (et al). WASTEWATER TREATMENT--PHYSICAL AND CHEMICAL METHODS. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 553-568; 1984 June.
- . Alleman E. J. (et al). ACTIVATED SLUDGE. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 568-577; 1984 June
- . Pause M.S.; M.S. Switzenbaum. BIOLOGICAL FIXED-FILM SYSTEMS. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 577-580; 1984 June.
- . Bryant W. Curtis. LAGOONS, PONDS, AND AEROBIC DIGESTION. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 580-582; 1984 June.
- . Prakasam S.B.T. DENITRIFICATION. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 582-586; 1984 June
- . Fannin F. Kerby (et al). ANAEROBIC PROCESSES. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 586-593; 1984 June.
- . Hasit Yakir. SLUDGE TREATMENT, UTILIZATION AND DISPOSAL. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 593-598; 1984 June.
- . Deese P.L. ON-SITE ALTERNATIVES FOR TREATMENT AND DISPOSAL. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 598-602; 1984 June.
- . Venosa D. Albert; Neil Ram. DISINFECTION. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 602-614; 1984 June.
- . Kugelman J. Irwin ; Janet M. Houthoofd. OPTIMIZATION OF TREATMENT PLANT OPERATION. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 614-616; 1984 June

- . Hruday E. Steve ; Gordon Putz. WATER RECLAMATION AND REUSE. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 616-620; 1984 June
- . Alkhatib A. Ray ; John Zitschky ; M. Brett Berop. LAND APPLICATION OF WASTE-WATER. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 620-621; 1984 June.
- . Moffa E. Peter (et al). URBAN RUNOFF AND COMBINED SEWER OVERFLOW. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 621-625; 1984 June.
- . Clark S.C. HEALTH EFFECTS ASSOCIATED WITH WASTEWATER TREATMENT AND DISPOSAL. JOURNAL W.P.C.F. 56 (6): 625-627; 1984 June.
- . Grinker R. Joseph ; Richard F. Meagher. COMPUTER CONTROLLED OPERATION OF AN ACTIVATED SLUDGE PLANT. JOURNAL W.P.C.F. 56 (7): 823-829; 1984 July.
- . Whitby G. Elliott (et al). ULTRAVIOLET DISINFECTION OF SECONDARY EFFLUENT. JOURNAL W.P.C.F. 56 (7): 844-850; 1984 July.
- . Nutt G.S.; H. Meleer ; J. H. Pries. TWO-STAGE BIOLOGICAL FLUIDIZED BED TREATMENT OF COKE PLANT WASTEWATER FOR NITROGEN CONTROL. JOURNAL W.P.C.F. 56 (7): 851-857; 1984 July.
- . Deakyne W. Charles; Manu A. Patel ; David J. Drichten. PILOT PLANT DEMONSTRATION OF BIOLOGICAL PHOSPHORUS REMOVAL. JOURNAL W.P.C.F. 56 (7): 867-873; 1984 July.
- . Rittmann E. Bruce ; Craig W. Brunner. THE NONSTEADY-STATE-BIOFILM PROCESS FOR ADVANCED ORGANICS REMOVAL. JOURNAL W.P.C.F. 56 (7): 874-880; 1984 July.
- . Severin F. Blaine; Makram T. Suidan ; Richard S. Engelbrecht. MIXING EFFECTS IN UV DISINFECTION. JOURNAL W.P.C.F. 56 (7): 881-888; 1984 July.
- . Idelovitch Emanuel ; Medy Michail. SOIL-AQUIFER TREATMENT-A NEW APPROACH TO AN OLD METHOD OF WASTEWATER REUSE. JOURNAL W.P.C.F. 56 (8): 936-943; 1984 August.
- . Siemak C. Robert. TERTIARY FILTRATION: PRACTICAL DESIGN CONSIDERATIONS. JOURNAL W.P.C.F. 56 (8): 944-949; 1984 August.
- . Novak T. John (et al). STABILIZATION OF SLUDGE FROM AN OXIDATION DITCH. JOURNAL W.P.C.F. 56 (8): 950-954; 1984 August.
- . Parker S. Denny ; Douglas T. Merrill. EFFECT OF PLASTIC MEDIA CONFIGURATION ON TRICKLING FILTER PERFORMANCE. JOURNAL W.P.C.F. 56 (8): 955-961; 1984 August.
- . Amberg R. Herman. SLUDGE DEWATERING AND DISPOSAL IN THE PULP AND PAPER INDUSTRY. JOURNAL W.P.C.F. 56 (8): 962-969; 1984 August..
- . Johnson A. Ronald ; Susan M. Gallanger. USE OF COAGULANTS TO TREAT SEAFOOD PROCESSING WASTEWATERS. JOURNAL W.P.C.F. 56 (8): 970-976; 1984 August.
- . Wagner F. J.; C. R. Kertell ; T. E. Stritt matter. INDUSTRIAL WASTEWATER TREATMENT WITH WATER REUSE AT A COAL-FIRED GENERATING STATION. JOURNAL W.P.C.F. 56 (8): 977-982; 1984 August.
- . Springer M. A.; R. Schaefer; M. Profitt. OPTIMIZATION OF A WASTEWATER TREATMENT PLANT BY THE EMPLOYEE INVOLVEMENT OPTIMIZATION SYSTEM ( EIOS). JOURNAL W.P.C.F. 56 (10): 1080-1092; 1984 October.

- . Rakness L. K.; E. L. Stover; D. I. Krenek. DESIGN, START-UP, AND OPERATION OF AN OZONE DISINFECTION UNIT. JOURNAL W.P.C.F. 56 (11): 1152-1159; 1984 November.
- . Bell A. B.; G. J. Hardcastle. TREATMENT OF A HIGH-STRENGTH INDUSTRIAL WASTE IN A CONTINUOUSLY FED, INTERMITTENTLY OPERATED, ACTIVATED SLUDGE SYSTEM. JOURNAL W.P.C.F. 56 (11): 1160-1164; 1984 November.
- . Klemetson L. Stanley; Mark E. Lang. TREATMENT OF SALINE WASTEWATERS USING A ROTATING BIOLOGICAL CONTACTOR. JOURNAL W.P.C.F. 56 (12): 1254-1259; 1984 December.
- . Robinson D. H. ; P. J. Maris. THE TREATMENT OF LEACHATES FROM DOMESTIC WASTE IN LANDFILL SITES. JOURNAL W.P.C.F. 57 (1): 30-38; 1985 January.
- . Reed C.S. NITROGEN REMOVAL IN WASTEWATER STABILIZATION PONDS. JOURNAL W.P.C.F. 57 (1): 39-45; 1985 January.
- . Klemetson L. Stanley; William J. Grenney. DYNAMIC OPTIMIZATION OF REGIONAL WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS. JOURNAL W.P.C.F. 57 (2): 128-134; 1985 February
- . Brett B. M.; V. Dean Adams UPGRADING WASTEWATER LAGOON EFFLUENTS WITH THE UV/ SEDIMENTATION PROCESS. JOURNAL W.P.C.F. 57 (3): 196-200; 1985 March.
- . Chudoba Jan; Ferdinand Tucek. PRODUCTION, DEGRADATION, AND COMPOSITION OF ACTIVATED SLUDGE IN AERATION SYSTEMS WITHOUT PRIMARY SEDIMENTATION. JOURNAL W.P.C.F. 57 (3): 201-206; 1985 March.
- . Logan J. Terry; Robert F. Feltz. EFFECT OF AERATION, CADMIUM CONCENTRATION, AND SOLIDS CONTENT ON ACID EXTRACTION OF CADMIUM FROM A MUNICIPAL WASTEWATER SLUDGE JOURNAL W.P.C.F. 57 (5): 406-412; 1985 May.
- . Kirkwood David. DISINFECTING WITH ULTRAVIOLET RADIATION. CIVIL ENGINEERING/ ASCE. 62-64 p. 1984 December
- . Stover L. Enos ; Brent W. Cowan. MAKING TREATMENT PLANTS WORK . CIVIL ENGINEERING/ ASCE. 64-67 p. 1985 March.

DIRECTORIO DE ASISTENTES AL CURSO: TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES  
INDUSTRIALES Y REUSOS DEL 4 AL 8 DE NOV.

NOMBRE Y DIRECCION

EMPRESA Y DIRECCION

1 RAMON JOAQUIN AGUILAR MORALES  
 Juan A. Matus No. 314  
 Delg. Cuauhtémoc  
 C.P.  
 Tel. 530-97-32

COMPANIA MINERA DE CANANEA, S.A.  
 Av. Juárez No. 35  
 Cananea, Sonora  
 Tel. 2-13-62

2 MA. DEL ROCIO AVALOS MIRANDA  
 Laboratorio  
 Irapuato, Gto.  
 Tel.

COMISION FEDERAL DE ELECTRICIDAD  
 Av. Apaseo S/N  
 Irapuato, Gto.  
 Tel. 727-2777

3 JAIME AVALOS RANGEL  
 Xochimilco No. 136 Mnz. 317.  
 Cd. Azteca  
 Ecatepec, Edo. de Méx.  
 C.P. 55120  
 Tel. 755-40-23

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO  
 Av. de los 100 Mts. Esq. calzada  
 Atzacapotzalco  
 Tel. 567-66-00 Ext. 20603

4 FERNANDO S. BARRAZA TENORIO  
 Av. Los Remedios 40-A  
 Naucalpan de Juárez  
 Edo. de Méx.  
 C.P. 53040  
 Tel. 373-48-01

KENDALL DE MEXICO  
 Poniente 44 No. 3401  
 Col. San Salvador Xochimangas  
 Delg. Atzacapotzalco  
 C.P. 02870  
 México, D.F.  
 Tel. 396-71-22

5 ABEL BECERRIL GIL  
 Fortunato Zuazua No. 147  
 U. Hab. Sn. Juan Tlihuaca  
 Delg. Azpapotzalco  
 C.P. 02400  
 México, D.F.  
 Tel.

D.G.C.O.H. D.D.F.  
 Av. Contituyentes No. 489  
 Col. Belen de las Flores  
 Delg. Alvaro Obregón  
 C.P. 01110  
 México, D.F.  
 Tel. 515-83-60

6 ARTURO JAVIER CELIS BARRERA  
 Minerva No. 319  
 Col. Contry  
 Monterrey, N.L.  
 Tel. 57-15-60

DIRECCION DE ECOLOGIA Y MEDIO AMBIENTE  
 DEL ESTADO DE NUEVO LEON  
 Zaragoza y Morelos  
 Monterrey, N.L.  
 Tel. 45-18-75

DIRECTORIO DE ASISTENTES AL CURSO: TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES  
INDUSTRIALES Y REUSOS DEL 4 AL 8 DE NOV. DE 1985

NOMBRE Y DIRECCION

EMPRESA Y DIRECCION

- |    |   |   |
|----|---|---|
| 7  | MA. CECILIA SILVIA CONTRERAS HERNANDEZ<br>Retorno 4 de Sur 16 No. 35<br>Col. Agrícola Oriental<br>Delg. Iztacalco<br>C.P. 08500<br>México, D.F.<br>Tel. 558-35-39 | D.G.C.O.H. D.D.F.<br>División del Norte No. 3330<br>Col. Jardín<br>Delg. Tlalpan<br>C.P.<br>México, D.F.<br>Tel. 549-92-23  |
| 8  | MARCELO CESAR COSTERO GARBARINO<br>Cordillera de los andes 120<br>San Luis Potosí, S.L.P.<br>C.P. 78210<br>Tel. 48 373-44   | ALDRETT, INGENIERIA Y PROYECTOS, S.A.<br>Carranza 1515<br>San Luis Potosí, S.L.P.<br>C.P.<br>7 34-36 (37)   |
| 9  | PEDRO CRUZ BAUTISTA<br>Correo Mayor 122-106<br>Col. Centro<br>Delg. Cuauhtémoc<br>C.P. 06090<br>México, D.F.<br>Tel. 542-77-42                                    | INGENIERIA Y PROCESAMIENTO ELECTRO-<br>NICO, S.A. (IPESA)<br>Calle San Lorenzo 153-6° Piso<br>Col. Del Valle<br>Delg. Benito Juárez<br>C.P. 03100<br>México, D.F.<br>Tel. 545-40-77 |
| 10 | ALFONSO DE LA CERDA PADILLA<br>López Mateos 703<br>Jaltipan, Ver.<br>C.P. 96200<br>Tel.   | AZUFRERA PANAMERICANA, S.A.<br>Jaltipan, Ver.<br>C.P. 96200<br>Tel.   |
| 11 | LUIS REY DIRCIO BARRIOS<br>Cerrada Miguel Negrete No. 404<br>Col. San Mateo<br>Texcoco, Edo. de Méx.<br>Tel.  | UNIVERSIDAD AUTONOMA DE CHAPINGO<br>Chapingo, Edo. de Méx.<br>Tel. 585-45-55  |
| 12 | SERGIO ELIZALDE RAMIREZ<br>Pitagoras No. 862<br>Col. Del Valle<br>Delg. Benito Juárez<br>C.P. 03100<br>México, D.F.<br>Tel. 687-42-48                             | SETER, S.A. DE C.V.<br>Pitagoras 862 P.B.<br>Col. Del Valle<br>Delg. Benito Juárez<br>C.P. 03100<br>México, D.F.<br>Tel. 687-42-48  |



DIRECTORIO DE ASISTENTES AL CURSO: TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES  
INDUSTRIALES Y REUSOS DEL 4 AL 8 DE NOV. DE 1985

NOMBRE Y DIRECCION

EMPRESA Y DIRECCION

- 13 MIGUEL ANGEL ENRIQUEZ JUAREZ  
Rembrandt No. 14  
Col. Mixcoac  
Delg. Benito Juárez  
C.P. 03910  
México, D.F.  
Tel. 563-36-47
- D.G.C.O.H. D.D.F.  
Av. División del Norte No. 3330  
Col. Cdad. Jardín  
Delg. Coyoacán  
C.P. 04330  
México, D.F.  
Tel. 544-54-40
- 14 RODRIGO JESUS FIGUEROA RAMIREZ  
Norte 92 No. 4235  
Col. Malinche  
Delg. Gustavo Al Madero  
C.P. 07880  
México, D.F.  
Tel. 549-82-20
- D.G.C.O.H. D.D.F.  
Av. División del Norte No. 3330  
Col. Jardín  
Delg. Coyoacán  
C.P. 04330  
México, D.F.  
Tel. 549-82-20
- 15 TOMAS FLORES TLATLPA  
Mar Marmara No. 493-5  
Col. Popotla  
Delg. Miguel Hidalgo  
C.P. 11400  
México, D.F.  
Tel.
- DESAZOLVE ZONA PONIENTE  
D.G.C.O.H.  
Contituyentes no. 849  
Col. Belen de las Flores  
Delg. Alvaro Obregón  
C.P.  
México, D.F.  
Tel. 5-15-83-60 271-39-96
- 16 J. ANTONIO GOMEZ MARTINEZ  
Juan Escutia 39 Int. 4  
Col.  
Delg.  
C.P. 76010  
Tel. 6-12-14
- S.A.R.H.  
Av. Contituyentes No. 33 Ote.  
Col. Niños Héroe  
Delg.  
C.P. 76020  
Tel. 4-22-06
- 17 SALVADOR GOMEZ MARTINEZ  
Pto. Veracruz No. 156  
Col. Casas Alemán  
Delg. Gustavo A. Madero  
C.P.  
México, D.F.  
Tel.
- COMISION FEDERAL DE ELECTRICIDAD  
Mississippi No. 71-7° Piso  
Col. Cuauhtémoc  
Delg. Cuauhtémoc  
C.P.  
México, D.F.  
Tel. 553-71-33 Ext. 2565 3203
- ELVIRA ESTHER GONZALEZ VERGARA  
Mitla No. 126  
Col. Valle Alameda  
Querétaro, Qro.  
C.P. 76040  
Tel. 265-21
- S.A.R.H.  
Constituyentes 29 Ote.  
Querétaro, Qro.  
Tel. 257-83

DIRECTORIO DE ASISTENTES AL CURSO: TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES  
INDUSTRIALES Y REUSOS DEL 4 AL 8 DE NOV. DE 1985

<u>NOMBRE Y DIRECCION</u>	<u>EMPRESA Y DIRECCION</u>
19 JOSE LUIS GUANI OLALDE Fco. Javier Alegre No. 13 Querétaro, Qro. C.P. 76150 Tel.	S.A.R.H. Contituyentes 33 Ote Querétaro, Qro. C.P. 76020 Tel. 258-30
20 ALFONSO CARLOS HERNANDEZ TORRES Hda. Nativitas No. 24-13 Infonavit San Fco. Metepec, Edo. de Méx. Tel. 620-79	COLOIDALES DUCHE, S.A. Av. Industria Automotriz s/n Zona Industrial Toluca Edo. de Méx. Tel. 583-95
21 GONZALO ARTURO JIMENEZ PEREZ Av. Sn Francisco 50 Col. Ahuizotla Naucalpan de Juárez Edo. de Méx. C.P. 52800 Tel. 358-55-61	COMISION ESTATAL DE AGUA Y SANEAMIENTO Joselillo 10 Col. Del Parque Naucalpan de Juárez Edo. de Méx. C.P. Tel. 358-69-55
22 VERONICA LARA CHAVEZ Sur 111 No. 636 Sector Popular Delg. Ixtapalapa C.P. 09060 Tel. 582-55-12	COMISION ESTATAL DE AGUA Y SANEAMIENTO Félix Guzmán No. 10 Col. Del Parque Naucalpan, Edo. de Méx. Tel.
23 SERGIO LARA FLORES Sauces 73 C. Izcalli Edo. de Méx. C.P. 54750 Tel. 873-08-67	AGA DE MEXICO, D.A. DE C.V. Lerma 15 Tlanepantla, Edo. de Méx. C.P. 54030 Tel. 565-59-58
24 JORGE A. LIRA CARREON Av. Revolución No. 468 Col. Sn Pedro de los Pinos Delg. C.P. 03800 México, D.F. Tel. 515-50-85	TOPOGRAFIA DEL MAR, S.A. Av. Revolución No. 468 Col. Sn Pedro de los Pinos Delg. C.P. 03800 México, D.F. Tel. 515-50-85

DIRECTORIO DE ASISTENTES AL CURSO: TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES  
INDUSTRIALES Y REUSOS DEL 4 AL 8 DE NOV. DE 1985

NOMBRE Y DIRECCION

EMPRESA Y DIRECCION

- |    |   |  |
|----|---|--|
| 25 | DAVID TEODORO LOPEZ OJEDA<br>Fco. I. Madero No. 139-A<br>Col. Nopalera<br>Delg. Tlahuac<br>C.P. 13220<br>Tel. 845-03-47         | REGIONAL ZONA CENTRO, AZUCAR S.A. DE<br>C.V.<br>Tehuacan 765<br>Fracc. Manantiales<br>Cuautla, Mor.<br>Tel. 270-50 |
| 26 | MA. ANASTASIA MATA MENDOZA<br>Opalo 11<br>Frac. Joyas de San Mateo<br>Texcoco, Edo. de Méx.<br>C.P. 56110<br>Tel. 4-52-18       | UNIVERSIDAD AUTONOMA CHAPINGO<br>Chapingo, Edo. de Méx.<br>Tel. 585-45-55  |
| 27 | JAVIER MAYA GONZALEZ<br>Dr. Olvera No. 119<br>Col. Doctores<br>Delg. Cuauhtémoc<br>C.P. 06720<br>México, D.F.<br>Tel. 578-76-64 |  |
| 28 | JOSE FCO. MORALES MOLINA<br>Rosendo Marquez No. 23<br>Puebla, Pue.<br>Tel.  | ALUMEX II, S.A. DE C.V.<br>Km. 130 Autopista México-Puebla<br>Tel. 35-21-33  |
| 29 | MARIA DE LOS ANGELES MOTILLA QUEVEDO<br>Av. Del Trabajo 148<br>San Luis Potosí, S.L.P.<br>Tel. 328-78 y 734-36                  | ALDRETT, INGENIERIA Y PROYECTOS, S.A.<br>Av. V. Carranza 1515<br>San Luis Potosí, S.L.P.<br>Tel. 734-37            |
| 30 | RICARDO OLGUIN VILLEGAS<br>A. Balvadera No. 34<br>Queretaro, Qro.<br>C.P. 76000<br>Tel. 269-65                                  | S.A.R.H.<br>Constituyentes No. 33 Ote.<br>Queretaro, Qro.<br>C.P. 76120<br>Tel. 4-22-06                            |

DIRECTORIO DE ASISTENTES AL CURSO: TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES  
INDUSTRIALES Y REUSOS DEL 4 AL 8 DE NOV. DE 1985

NOMBRE Y DIRECCION

EMPRESA Y DIRECCION

- |    |   |   |
|----|---|---|
| 31 | MANUEL ORELLANO PEREZ<br>Alcatraces No. 139<br>Cuauhtémoc II<br>Metepec, Toluca, Edo. de Méx.<br>C.P. 5000<br>Tel. 6-02-95                                | COLOIDALES DUCHE, S.A.<br>Av. Industria Automotriz s/n<br>Parque Industrial de Toluca<br>C.P. 5000<br>Tel. 583-95   |
| 32 | MAURICIO ALBERTO ORTIZ DEL CARPIO<br>Almaratos 139<br>Villa de las Flores<br>Coacalco, Edo. de Méx.<br>Tel. 874-77-66                                     | ELECTROPURA, S.A. DE C.V.<br>Bahía de Pepula No. 34<br>Verónica Anzures<br>Delg. Cuauhtémoc<br>C.P.<br>Tel. 545-98-64   |
| 33 | ELISEO PADRON FERNANDEZ<br>3a. Cerrada de Corola No. 6<br>Col. El Reloj<br>Delg. Coyoacán<br>Tel. 677-04-75   | D.G.C.O.H. D.D.F.<br>Av. Div. Del Norte No. 3330<br>Col. Jardín<br>Delg. Coyoacán<br>Tel. 544-54-40   |
| 34 | J. EDGAR RAMOS OLAGUIBEL<br>Calle 17 No. 272<br>Col. Pro-Hogar<br>Delg. Azcapotzalco<br>C.P. 02600<br>México, D.F.<br>Tel. 355-87-54                      | TOPOGRAFIA DEL MAR<br>Av. Revolución No. 468<br>Sn Pedro de los Pinos<br>Delg.<br>C.P. 03800<br>México, D.F.<br>Tel. 515-50-85  |
| 35 | IVAN REYES OCHOA<br>Peña y Peña Pte. 635<br>Col. Chapultepec Sur<br>Delg.<br>C.P.<br>Tel. 4-51-04   | PROSEIN, S.A. DE C.V.<br>Obrajeros de Nurio 461<br>Col. Vasco de Quiroga<br>Delg.<br>C.P.<br>Tel. 4-06-24   |
| 36 | JORGE EDGAR RODRIGUEZ OCADIZ<br>Atizapan de Zaragoza No. 101<br>Unidad San Estéban<br>Naucalpan de Juárez<br>Edo. de Méx.<br>C.P. 53550<br>Tel. 576-02-95 | COMISION ESTATAL DE AGUA Y<br>SANEAMIENTO<br>Manuel Avila Camacho 92-A 4°Piso<br>Col. El Conde<br>Naucalpan de Juárez<br>Edo. de Méx.<br>C.P. 53390<br>Tel. 358-68-44 |

DIRECTORIO DE ASISTENTES AL CURSO: TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES  
INDUSTRIALES Y REUSOS DEL 4 AL 8 DE NOV. DE 1985

NOMBRE Y DIRECCION

EMPRESA Y DIRECCION

- 37 RAUL ROJAS CHAVEZ  
Calle Félix Romero No. 178  
Col. Constitución de la Rep.  
Delg. Gustavo A. Madero  
Tel. 781-31-04
- I.P.N. CIIDIR-OAXACA  
Eucaliptos No. 104  
San Felipe del Agua  
Oaxaca, Oax.  
Tel. 560-90 561-89
- 38 JUAN MANUEL SALAS SANCHEZ  
Insurgentes Sur 4094  
Col.  
Delg. Tlalpan  
C.P. 14000  
México, D.F.  
Tel. 573-41-53
- INSTRUMENTOS BRISTOL,S.A. DE C.V.  
Parque Río Frío No.  
Naucalpan, Edo. de Méx.  
Tel. 576-73-88
- 39 CARLOS SANCHEZ CHAVEZ  
Av. Toluca No. 715  
Col.  
Delg. Villa A. Obregón  
C.P. 01780  
México, D.F.  
Tel. 595-90-27
- COMISION FEDERAL DE ELECTRICIDAD  
Río Mississippi No. 71-1007  
Col. Cuauhtémoc  
Delg. Cuauhtémoc  
C.P.  
México, D.F.  
Tel. 553-71-33 Ext. 2434
- 40 FERNANDO SUAREZ MONJARAZ
- AGUA Y SANEAMIENTO
- 41 MIGUEL VAZQUEZ VAZQUEZ  
Daytona No. 3  
Col. Florida  
Queretaro, Qro.  
C.P. 76150  
Tel.
- S.A.R.II.  
Constituyentes No. 33 Ote  
C.P. 76120  
Queretaro, Qro.  
C.P. 76120  
Tel. 258-30
- 42 RAMIRO ZAPATA SALAS  
San Miguel No. 32-104  
Barrio San Lucas  
Delg. Coyoacán  
C.P.  
México, D.F.  
Tel.
- TECHINT, S.A.  
J. Jacobo Rousseau No. 44  
Col. Anzures  
Delg. Hidalgo  
C.P.  
México, D.F.  
Tel. 254-44-88

DIRECTORIO DE ASISTENTES AL CURSO: TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES, MUNICIPALES  
INDUSTRIALES Y REUSOS DEL 4 AL 8 DE NOV. DE 1985

NOMBRE Y DIRECCION

EMPRESA Y DIRECCION

43

RAMIRO ZAPATA SALAS  
San Miguel No. 32-104  
Barrio San Lucas  
Degl. Coyoacán  
C.P.  
México, D.F.  
Tel.

TECHINT, S.A.  
J. Jacobo Rousscau No. 14  
Col. Anzures  
Delg. Hidalgo  
C.P.  
México, D.F.  
Tel. 254-44-88

44

SERGIO EDUARDO ZERECERO GALICIA  
Tecpatl No. 139 Edif. A-201  
Col.  
Delg. Azcapotzalco  
C.P. 02480  
Tel. 561-95-60

U.N.A.M. FACULTAD DE INGENIERIA  
Ciudad Universitaria  
Tel. 548-96-69