



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

CONSEJO FEDERAL DE AGUA POTABLE Y SANEAMIENTO

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

FUNDAMENTACION DE NORMAS

Volumen V

1993

INDICE GENERAL

1.- PRESENTACION DE PROYECTOS

2.- PARAMETROS DE DISEÑO

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

3.- ESTUDIOS ESPECIALES PARA DEFINIR EL TIPO DE SERVICIO

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

4.- ESTUDIOS TOPOGRAFICOS

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

5.- GEOTECNIA - MECANICA DE SUELOS Y FUNDACIONES

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

6.- CUERPOS RECEPTORES

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

7.- SISTEMA DE DISPOSICION DE EXCRETAS

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

8.- REDES COLECTORAS

- 8.1.- Cálculo Hidráulico de Colectores Cloacales
 - 8.2.- Cálculo Estructural de Caños
 - 8.3.- Sistemas de Redes Cloacales
 - 8.4.- Operación y Mantenimiento de Redes
- Anexos:
8.A.-Fundamentos de la Hidráulica de los Esguimientos Unidimensionales
8.B.-Movimientos Variados a Superficie Libre
8.C.-Teoría del Cálculo Estructural de Cañerías
8.D.-Proyecto de Agregado a la Norma IRAM Nº 11.513
Relativa a "Caños de Hormigón Simple para Cloacas"

9.- CONDUCCIONES DE IMPULSION

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

10.- ESTACIONES DE BOMBEO

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

11.- TRATAMIENTO

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

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

12.- ESTRUCTURAS

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

13.- INSTALACIONES ELECTRICAS

- 13.1.- Objeto
- 13.2.- Alcance
- 13.3.- Proyecto

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

14.- IMPACTO AMBIENTAL

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

etc.), aún cuando es factible que se deba recurrir a instalaciones de uso público para los casos de descargas de camiones atmosféricos. Esta última situación se plantearía de no contar el suelo con la permeabilidad adecuada.

El análisis del factor Nivel de Servicio, implica no sólo la consideración del mismo en el año inicial de operación del sistema, sino también la evolución prevista, ya que debe asumirse que se trata, en muchos casos, de sistemas evolutivos que tienden a mejorar con el tiempo el nivel de calidad de vida de los usuarios.

11.1.3.- Naturaleza de los Efluentes

Tal como se dijo precedentemente, la naturaleza de los efluentes a tratar está íntimamente relacionada con el Nivel de Servicio, para cada área a servir involucrada en el proyecto.

Ello conlleva la necesidad de considerar la evolución demográfica y del Nivel de Servicio y consecuentemente de los caudales esperados, de tal forma que se obtenga una proyección, no sólo de la población a servir y los volúmenes de efluentes a disponer, sino también de sus características más salientes, tales como DBO, DQO, sólidos, nitrógeno, etc.

La aceptación de efluentes de origen industrial, es una variable que debe ser adecuadamente evaluada, ya que por su volumen y cargas, tanto inorgánicas como orgánicas, pueden hacer cambiar marcadamente las características del líquido cloacal.

Sin embargo, no debe descartarse la posibilidad de exigir una adecuación a normas de vuelco, previamente establecidas, como condición ineludible para permitir el ingreso de residuos líquidos industriales a la red de colectoras.

Cuando sea necesario tratar efluentes transportados por camiones atmosféricos, los mismos podrán descargarse en la misma planta o en unidades separadas. Las características variables de esos líquidos, con elevadas concentraciones orgánicas y másicas (sólidos) y con la discontinuidad de las descargas, requieren generalmente tratamientos especiales.

Un factor adicional a considerar es el caudal de infiltración en las redes, los que podrán ser minimizados y hasta aún anulados, con el empleo de materiales adecuados y correctas técnicas constructivas.

El gráfico de la figura 11.1.1, permite visualizar, en una primera aproximación, la secuencia a seguir para determinar las características de los efluentes.

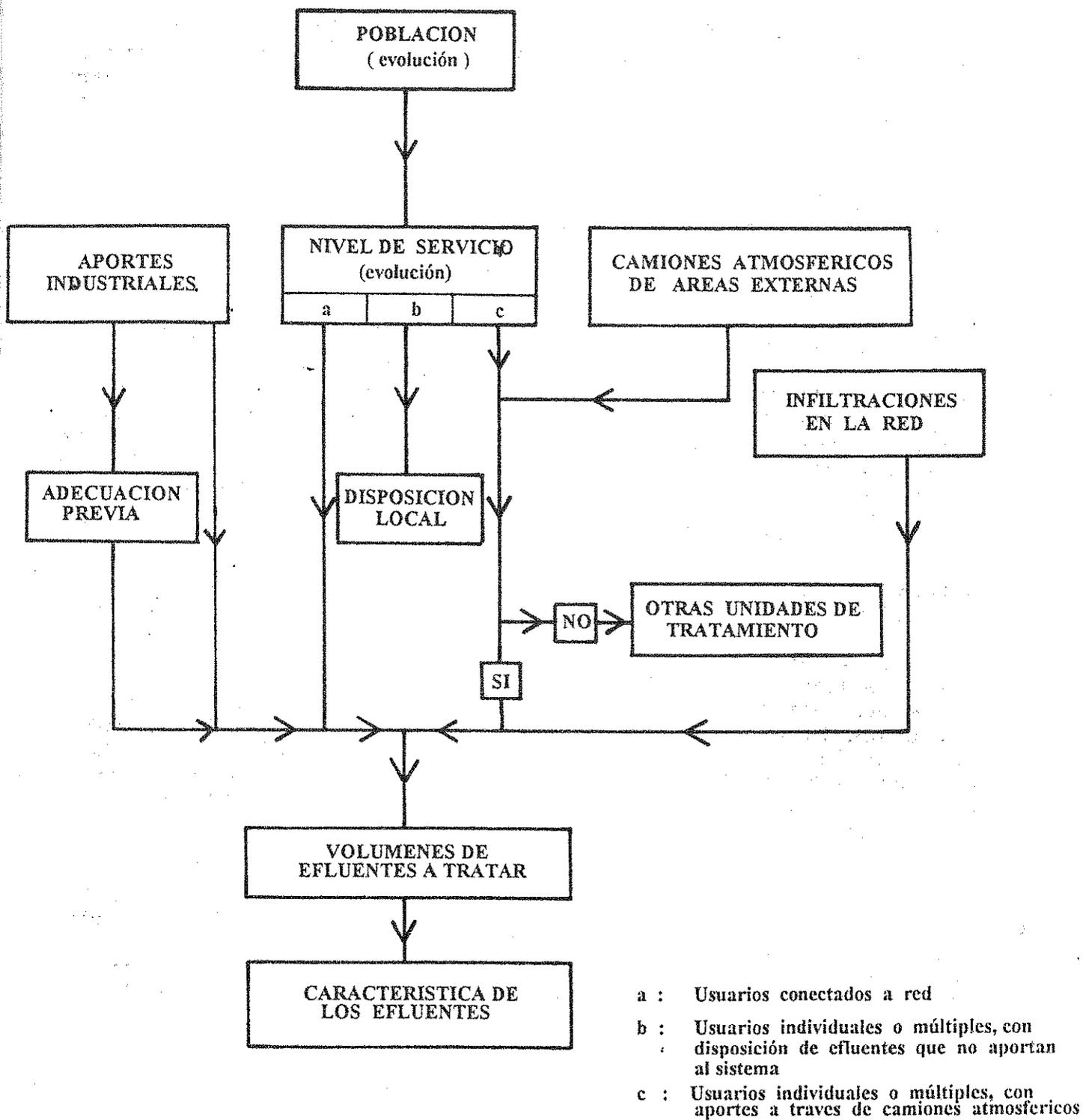


Figura 11.1.1

11.1.4.- Caracterización de los Líquidos Residuales

11.1.4.1.- Etapas del Estudio

La caracterización de los líquidos residuales, ya sean domésticos o industriales (a través del conocimiento de su naturaleza física, química y biológica) es esencial para el proyecto y funcionamiento de las instalaciones de conducción, tratamiento y disposición final de los sistemas de saneamiento.

Los estudios para la caracterización de los líquidos residuales presentan varias etapas:

a - Muestreo

En la mayoría de los casos es preciso diseñar un programa de muestreo, definiendo los puntos de extracción, el método de obtención, la representatividad (puntuales, compuestas o compensadas) y el número de muestras a retirar, a fin de contar con resultados estadísticamente válidos que reflejen adecuadamente las variaciones de las características del líquido a lo largo del tiempo (hora, día, mes, etc.).

b - Determinación de los parámetros a medir y de las técnicas analíticas a utilizar

En función del origen de los líquidos residuales, los tratamientos previstos, el destino final de los efluentes, y las exigencias de la legislación vigente se establecerán los componentes cuya determinación resulte de mayor interés tanto para la elección del tratamiento y el dimensionamiento de las instalaciones como para la protección de los cuerpos receptores de los efluentes de las plantas.

Es necesario, asimismo, establecer las técnicas analíticas a utilizar a fin de hacer compatibles los resultados de los ensayos, tanto los que puedan efectuarse en distintos laboratorios cuanto los que se vayan realizando a lo largo del tiempo, como control de los procesos y determinación de la eficiencia de la planta.

c - Evaluación de los resultados

Para ello se tendrán en cuenta las múltiples circunstancias que pueden incidir en las variaciones que se registren (características climáticas, costumbres locales, vuelcos puntuales, etc.).

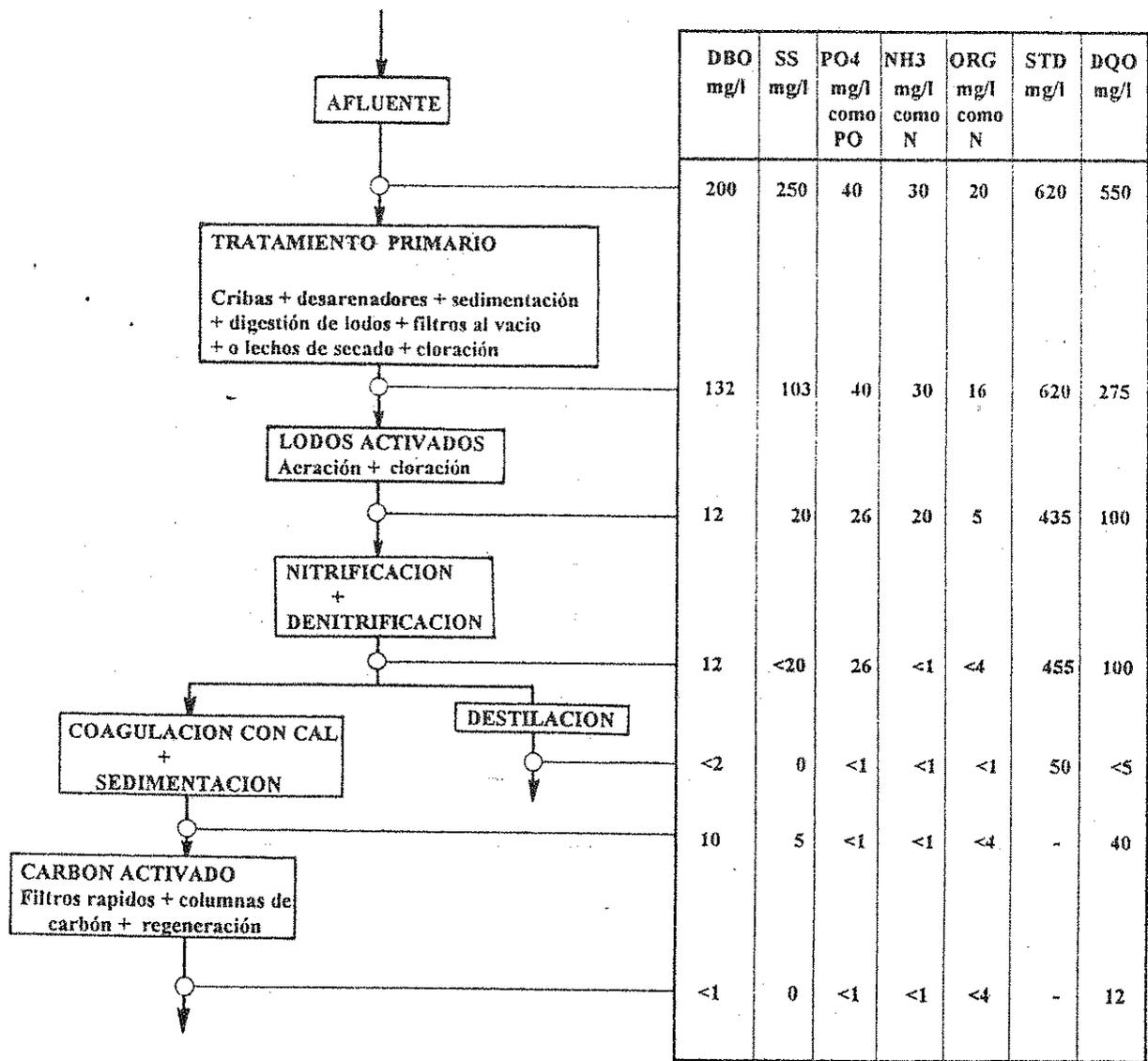


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS UNITARIOS Y COMPOSICION DEL EFLUENTE PARA AGUAS RESIDUALES DOMESTICAS

Figura 11.1.3

OPCIONES EN PROCESOS DE TRATAMIENTO

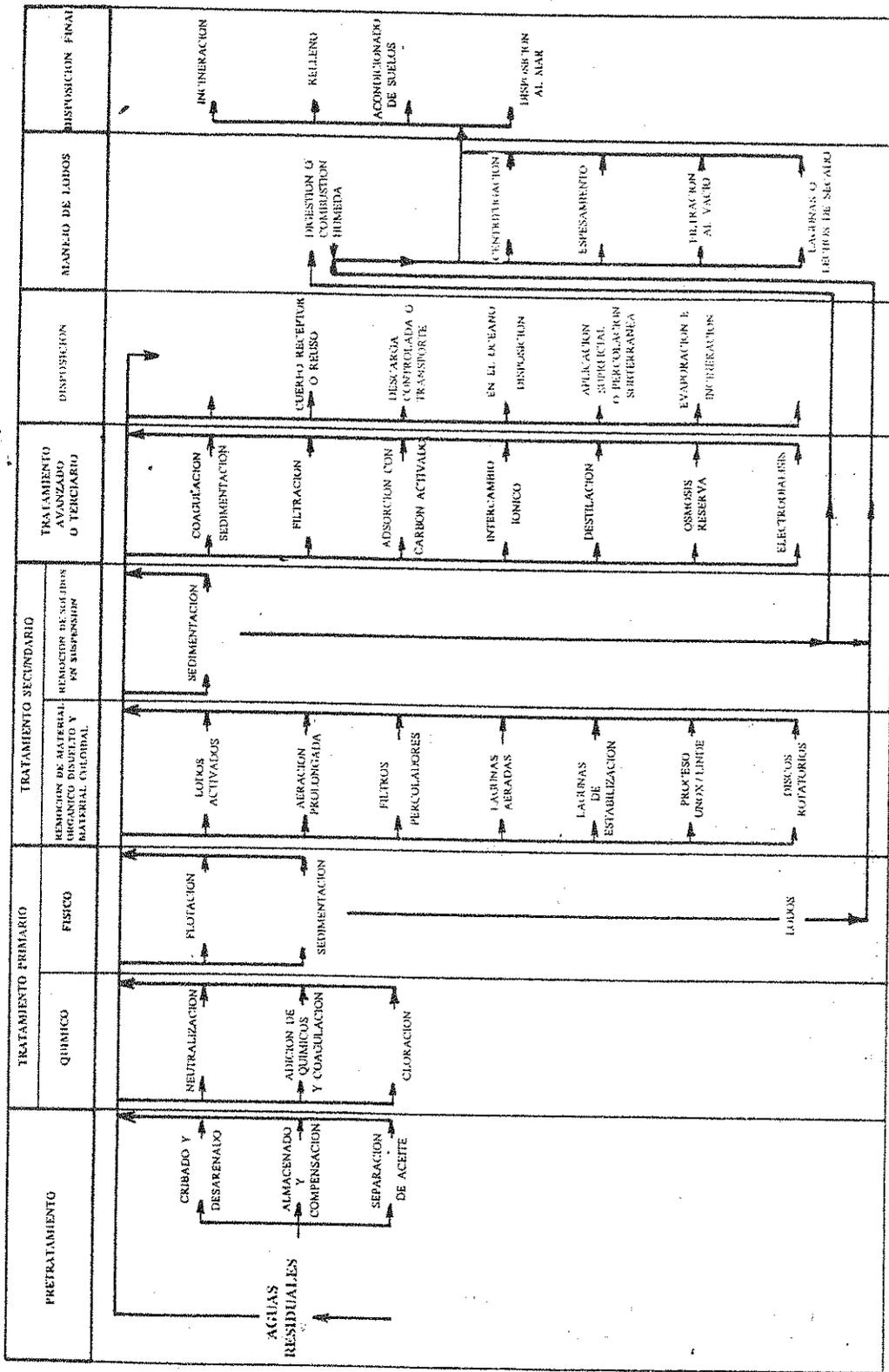


Figura 11.1.4

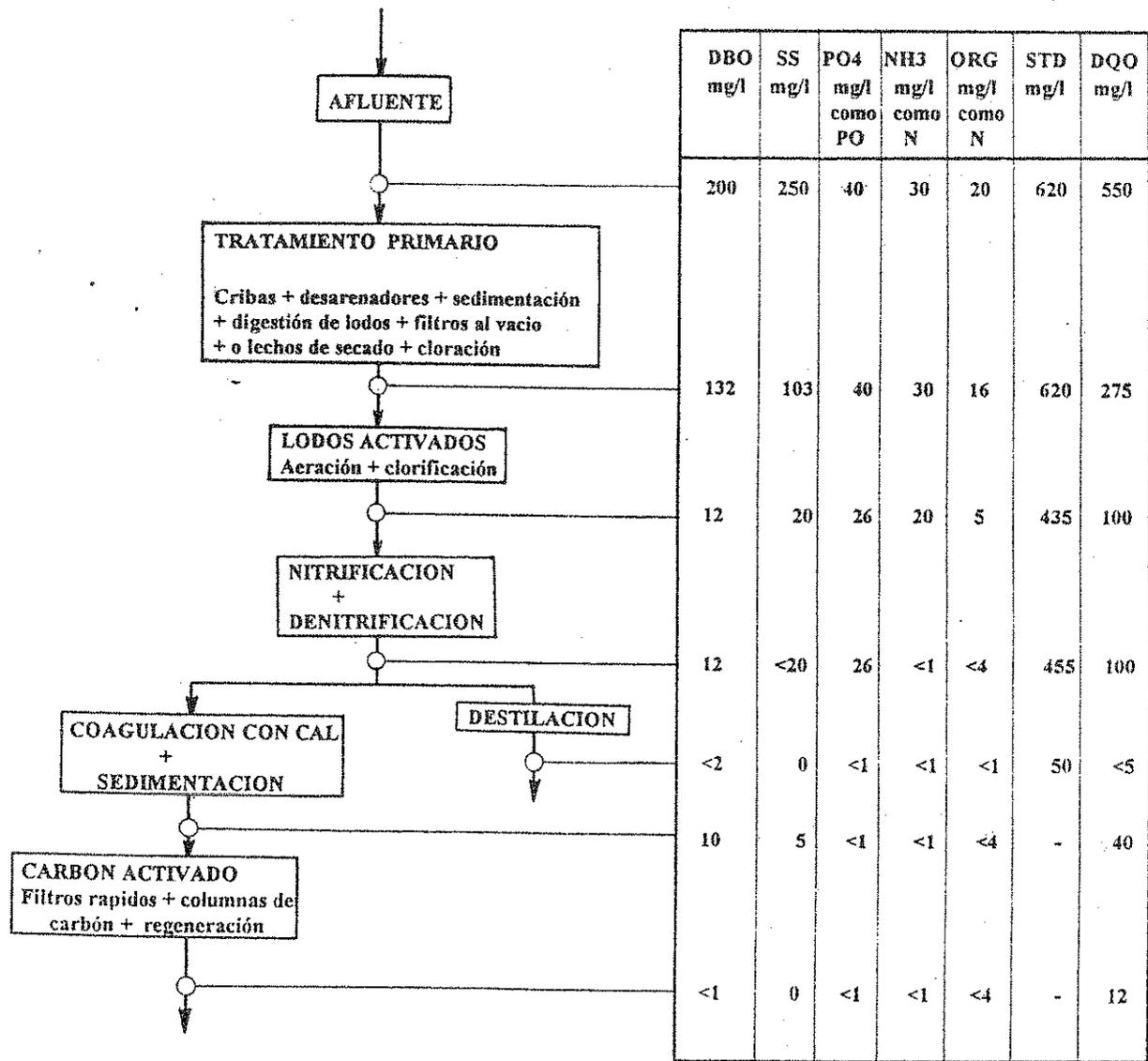


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS UNITARIOS Y COMPOSICION DEL EFLUENTE PARA AGUAS RESIDUALES DOMESTICAS

Figura 11.1.3

OPCIONES EN PROCESOS DE TRATAMIENTO

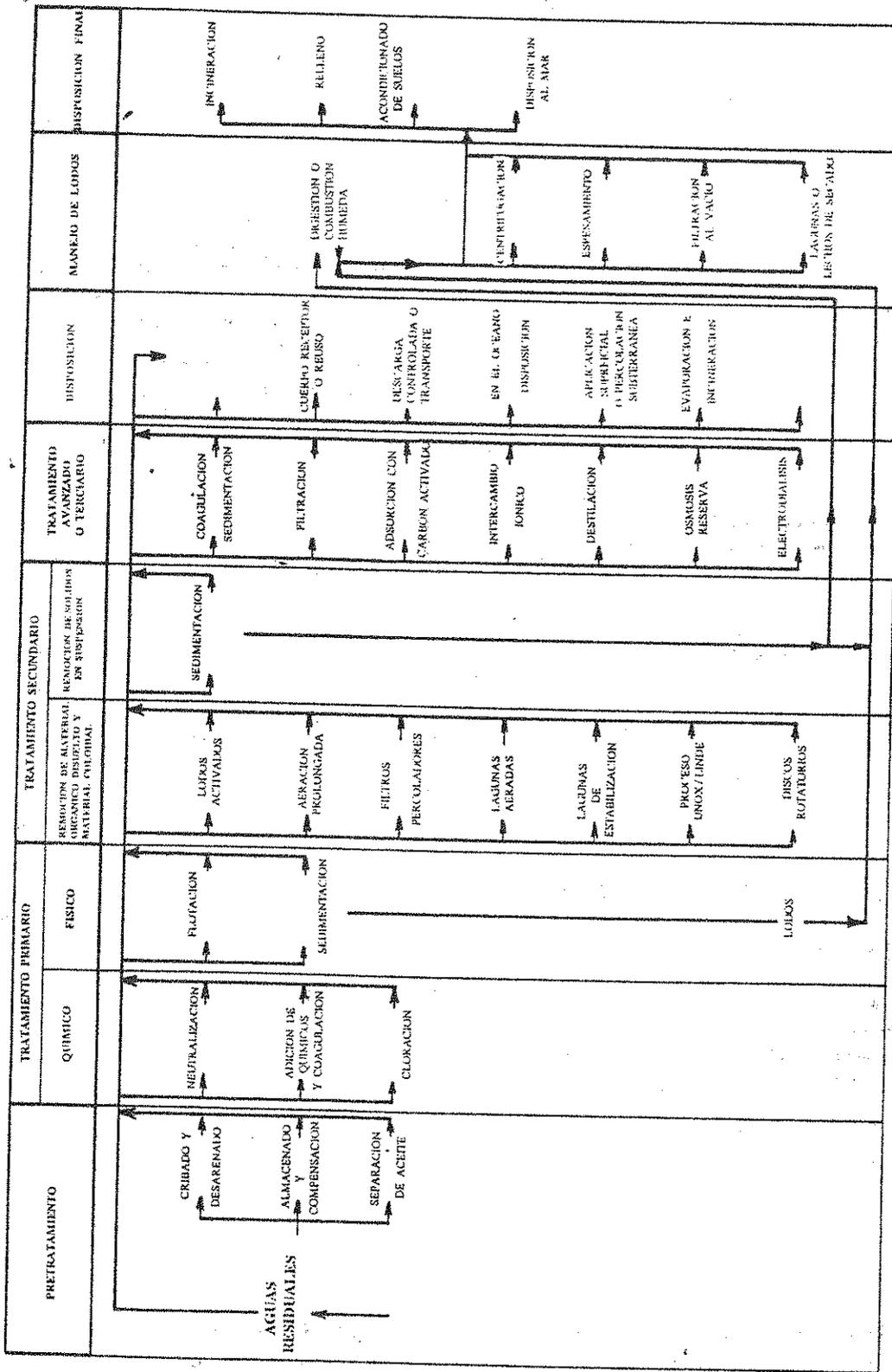


Figura 11.1.4

11.1.6.- Facilidades de Aplicación

Es uno de los factores más complejos y ofrece ciertas dificultades en su evaluación, ya que no todos sus componentes son objetivos, interviniendo fuertemente la subjetividad del responsable del proyecto. A este respecto, es de interés intercambiar información, criterios y experiencias con quienes tendrán a su cargo la operación, toda vez que sobre ellos recaerá la responsabilidad de la eficiencia que se alcance en el tratamiento y su compatibilización con los requerimientos del cuerpo receptor.

Las facilidades de aplicación están representadas por grupos de consideración, entre los que mencionan:

- Disponibilidad de áreas aptas para implantación del sistema.
- Facilidades constructivas locales y regionales.
- Disponibilidad (actual y/o futura) de mano de obra especializada.
- Disponibilidad de infraestructura.
- Facilidades de mantenimiento, locales y regionales.

La referencia a áreas aptas para la implantación, motivan consideraciones que transcurren desde la localización altimétrica hasta la superficie disponible, en conjunción con la concepción general del sistema, la concepción particularizada del tratamiento a aplicar y la evaluación de las implicancias sobre el entorno (Impacto Ambiental). Tal como se señalara en el numeral 11.1.1, el aspecto de los sólidos es de marcada importancia, por su posible afectación al entorno y a la superficie requerida para su procesamiento y destino final, lo que conlleva la infraestructura necesaria para su manipuleo y transporte.

Para construir una planta, es necesario tener conocimiento de la mano de obra y materiales localmente disponibles en la región, ya que ello incidirá marcadamente en los costos iniciales resultantes.

La disponibilidad de mano de obra especializada, se refiere al personal que, con la capacitación adecuada, podrá tomar a su cargo la operación del sistema. Pueden consultarse en la bibliografía específica, innumerables ejemplos de sistemas que han fracasado debido a la falta de una adecuada operación, la que se cimienta en el personal competente. Ello implica no sólo una continua y correcta operación, sino la posibilidad de toma de decisiones y la salvaguarda de información procesada para evaluar acontecimientos futuros.

Los dos aspectos salientes de la infraestructura que es necesario considerar son tener adecuados accesos, o la facilidad de construir los mismos, y el disponer de energía segura. La posible aplicación de un proceso de tratamiento puede verse seriamente limitada si no es factible contar con las facilidades adecuadas. La falta de garantía en la prestación del servicio eléctrico hace desechable cualquier alternativa que considere su utilización.

Sin embargo, su empleo en este caso no debe ser totalmente descartada, ya que puede asumirse un servicio puntual o propio o la factibilidad de una razonable evolución en el tiempo, adecuando los procesos a tal circunstancia. Por ejemplo, puede considerarse una primera etapa de lagunas facultativas, las que se transformarán en aeradas al cabo de unos años; cuando el crecimiento del requerimiento así lo indique y siempre que se prevea la disponibilidad de energía segura.

La disponibilidad eficiente (en tiempo y forma) de los insumos y repuestos necesarios para una correcta operación y mantenimiento del sistema, es un requerimiento básico a tener en cuenta, no sólo para la planta, sino también para todos los componentes del sistema.

11.1.7.- Costos

En la evaluación debe considerarse la totalidad de los costos que implica el sistema, analizándose los mismos, al menos, durante el período de diseño.

Es necesario estudiar, lo más acabadamente posible, los costos de construcción, de operación y de mantenimiento, así como los costos asociados con éstos, considerando para cada año en análisis la oportunidad de la inversión.

El cálculo del Valor Presente Neto (VPN), a una tasa de interés anual que en general oscila en el orden del 12%, ha demostrado ser una eficiente herramienta de evaluación.

Dada la significativa cantidad de factores que intervienen en la Selección de Tratamiento, el resultado de la evaluación de costos por medio del VPN no debe ser considerado un evaluador último y absoluto, toda vez que es necesario tener en cuenta los restantes, asumiendo que se alcanzará la solución más conveniente cuando se optimicen, cada uno y en conjunto, todos los factores.

11.1.8.- Evolución

Es un factor en permanente consideración, ya que de él depende la variación de los restantes en el tiempo.

11.1.9.- Consideraciones Generales

La Selección de Tratamiento, como resultante de los factores precedentemente señalados, es un proceso complejo, que debe ser desarrollado en forma cuidadosa, evaluando convenientemente todos los factores intervinientes, y sin dejar de tener en cuenta los aspectos que hacen a su evolución en el tiempo, los requerimientos de infraestructura y mano de obra que cada solución implica, el impacto en el entorno, los costos y consecuentemente las tarifas resultantes.

11.2.- REJAS

11.2.1.- General

Los sistemas de rejas tienen la misión de separar los sólidos gruesos arrastrados por el líquido cloacal.

Consisten en un bastidor o cuadro de barrotes separados uniformemente, que interceptan el flujo afluyente, reteniendo los sólidos gruesos transportados por el mismo.

Los sólidos retenidos en las rejas deben ser retirados y dispuestos convenientemente. Esta operación de limpieza de rejas puede ser manual o motorizada (comunmente denominada "limpieza mecánica").

La retención de sólidos gruesos por medio de rejas, constituye un verdadero pretratamiento del líquido cloacal crudo y habitualmente, es el primer proceso al que se somete a éste.

Además de contribuir con una ligera reducción de la carga orgánica, la retención de sólidos gruesos reduce la posibilidad de atascamiento y deterioro de las bombas y de otros equipos mecánicos de las plantas de tratamiento. También contribuyen a la reducción de espumas, grasas y aceites que se extraen asociados con los sólidos retenidos.

11.2.2.- Ubicación de las Rejas

En la entrada de toda la planta de tratamiento cloacal, sin excepción, se debe instalar un sistema de rejas para retener sólidos gruesos.

Si la planta no cuenta con estación elevadora, generalmente bastará con instalar un sistema de "rejadas finas" con separación entre barrotes entre 20 y 25 mm como único tratamiento de desbaste de sólidos gruesos, ubicado inmediatamente después de la salida del líquido crudo de la cloaca máxima.

Cuando la planta requiera de una estación elevadora, será conveniente instalar una "reja gruesa" con separación entre barrotes 40 y 50 mm, antes de las bombas, para proteger a éstas de eventuales atascamientos e instalar una segunda etapa, esta vez de "rejadas finas" (20 a 25 mm) en la salida de las bombas, para completar el desbaste del líquido cloacal.

La máxima separación entre barrotes de las rejadas gruesas previas a las bombas, estará limitada por el mayor diámetro de sólidos que puedan impulsar éstas sin atascamiento.

11.2.3.- Limpieza de las Rejas

Como ya se señalara, la limpieza puede efectuarse en forma manual, mediante rastrillos contruidos al efecto o mediante equipos motorizados integrados con las rejas.

11.2.3.1.- Limpieza Manual

En estos casos debera preverse, en el proyecto, la construcci3n de un rastrillo de chapa de acero, con espaciado entre dientes igual al de los barrotos de las rejas, con cabo de caño de acero o madera dura de longitud adecuada a la profundidad del canal, asi como lo necesario para el escurrimiento del líquido extraído junto con los sólidos y el almacenamiento de éstos hasta su retiro de la cámara de rejas (placa perforada, canastos perforados, baldes izables, etc.).

Dado que la limpieza no se realiza en forma continua, sino a intervalos, la acumulaci3n de los sólidos retenidos frente a las rejas puede reducir notablemente la secci3n de pasaje, incrementando asi la pérdida de carga, pudiendo llegar a elevar considerablemente el tirante líquido aguas arriba respecto del existente aguas abajo de las rejas, si el operador se retrasa o no atiende debidamente la limpieza.

Por esa causa, en este tipo de instalaciones debe programarse adecuadamente las operaciones de limpieza e insistir en el Manual de Operaci3n de la planta sobre la necesidad de atender debidamente a las rejas, al mismo tiempo que se instalarán, cuando sea posible sistemas de alarmas acústicas, activadas por la diferencia de nivel antes y después de rejas, para indicar al operador que debe efectuar la limpieza.

Otra característica a tener en cuenta para el proyecto, es la inclinaci3n del plano de rejas respecto del plano horizontal.

En sistemas de limpieza manual, no es recomendable instalar el plano de rejas a más de 60° ni a menos de 45°, respecto del plano horizontal.

Rejas instaladas a más de 60°, dificultan el arrastre de los sólidos por medio del rastrillo (aumenta la componente vertical debido al peso y las posibilidades de caída del material que se eleva) y a menos de 45° resultan longitudes excesivas de rejas para los tirantes habituales, hecho que también dificulta la limpieza manual y agrandan las estructuras.

La longitud del bastidor de rejas debe permitir el uso del rastrillo por parte del operador. Longitudes excesivas requieren rastrillos largos y pesados que dificultan la limpieza. Por tal raz3n, no es conveniente

instalar rejas de limpieza manual de más de 1,50 m de longitud entre fondo de canal y coromamiento del bastidor y preferentemente limitar esa longitud al orden de 1,00 m.

Otra consideración importante en la disposición general del sistema, es el acceso al lugar dónde se efectuará la limpieza y la diferencia de nivel entre el fondo del canal de rejas y el piso desde el cual el operador deberá manejar el rastrillo.

Si el acceso es dificultoso o si la altura en que se ubica el operador requiere un largo y pesado rastrillo, dificultoso de operar, la ya engorrosa tarea de limpiar las rejas se hará aún más desagradable, generando mayor resistencia en el operador. En la figura 11.2.1, se aprecian las principales dimensiones a tomar en cuenta para facilitar de limpieza manual de sistema de rejas.

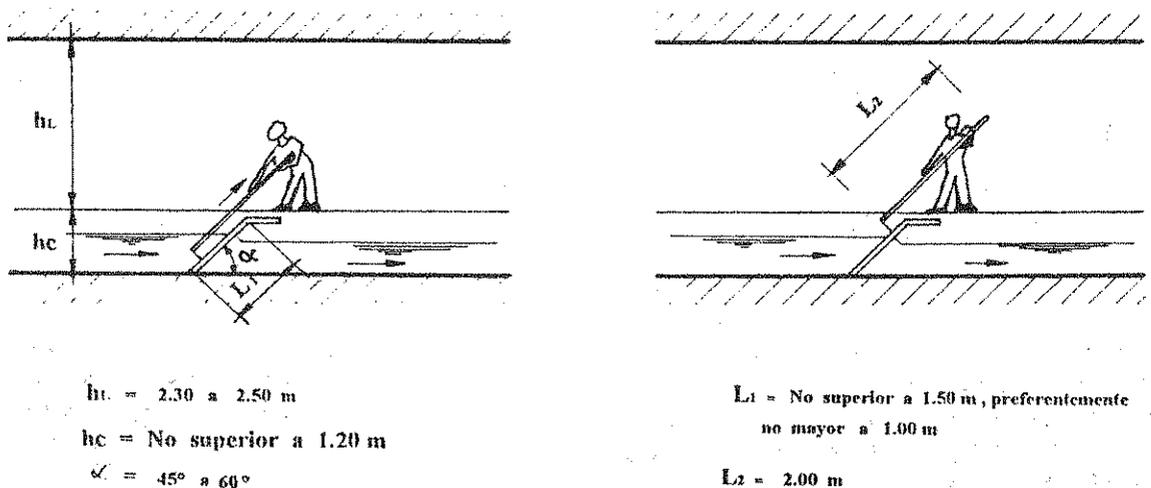


Figura 11.2.1

Rejas de limpieza manual dimensiones recomendadas

Los sólidos que son barridos por el rastrillo deben escurrir en una bandeja perforada o un enrejado fino, antes de pasarlas al balde de izaje o bien pueden utilizarse canastos perforados que permitan el escurrimiento y el posterior izaje. El canasto perforado tiene el inconveniente del goteo de líquido cloacal durante el transporte, si el escurrimiento no ha sido suficiente y no deberá utilizarse en instalaciones dónde la altura de izaje o la distancia de transporte a cubrir con el canasto, sean considerables.

La sencillez del sistema de rejas de limpieza manual hace innecesaria su duplicación, en la mayoría de las instalaciones. La instalación de más de una reja, sin embargo, es una solución muy frecuente y resulta muy adecuada, sobre todo si se prevé una variación importante de caudales a lo largo del período de diseño. Contando con varias unidades de rejas que pueden entrar o salir de servicio, en función del caudal afluente, es posible mantenerlas trabajando dentro de los rangos recomendados de velocidades para el líquido afluente.

11.2.3.2.- Limpieza Mecánica

En estos casos, la limpieza se efectúa con un rastrillo o conjunto de ellos, impulsados por un motor a través de un mecanismo adecuado.

Los tipos de rejas de limpieza mecánica son básicamente dos:

- 1.- Rejas de barrotos rectos con sistema de rastrillos de desplazamiento rectilíneo, accionados por cadena o cable (figura 11.2.2).
- 2.- Rejas con barrotos circulares con sistema de rastrillos rotativos (figura 11.2.3).

Las rejas de limpieza mecánica con barrotos rectos pueden instalarse perfectamente verticales, si el sistema de rastrillos está diseñado para arrastrar los sólidos en esas condiciones, aunque en general suelen instalarse con ángulos de 60° a 80°, respecto del plano horizontal, para mejorar el arrastre de los sólidos retenidos hasta la tolva de recolección.

Estas rejas rectas pueden ser instaladas en canales profundos, ya que desaparece la limitación impuesta por la limpieza manual.

Las rejas de limpieza mecánica con barrotos curvos, en cambio, son más adecuados para canales de poca profundidad. El sistema de limpieza de este tipo de rejas presenta menores problemas de mantenimiento que el de las rejas rectas, dado que el sistema mecánico es muy sencillo (un eje conectado a un motorreductor, que hace girar a un rastrillo circular, sin cables ni cadenas).

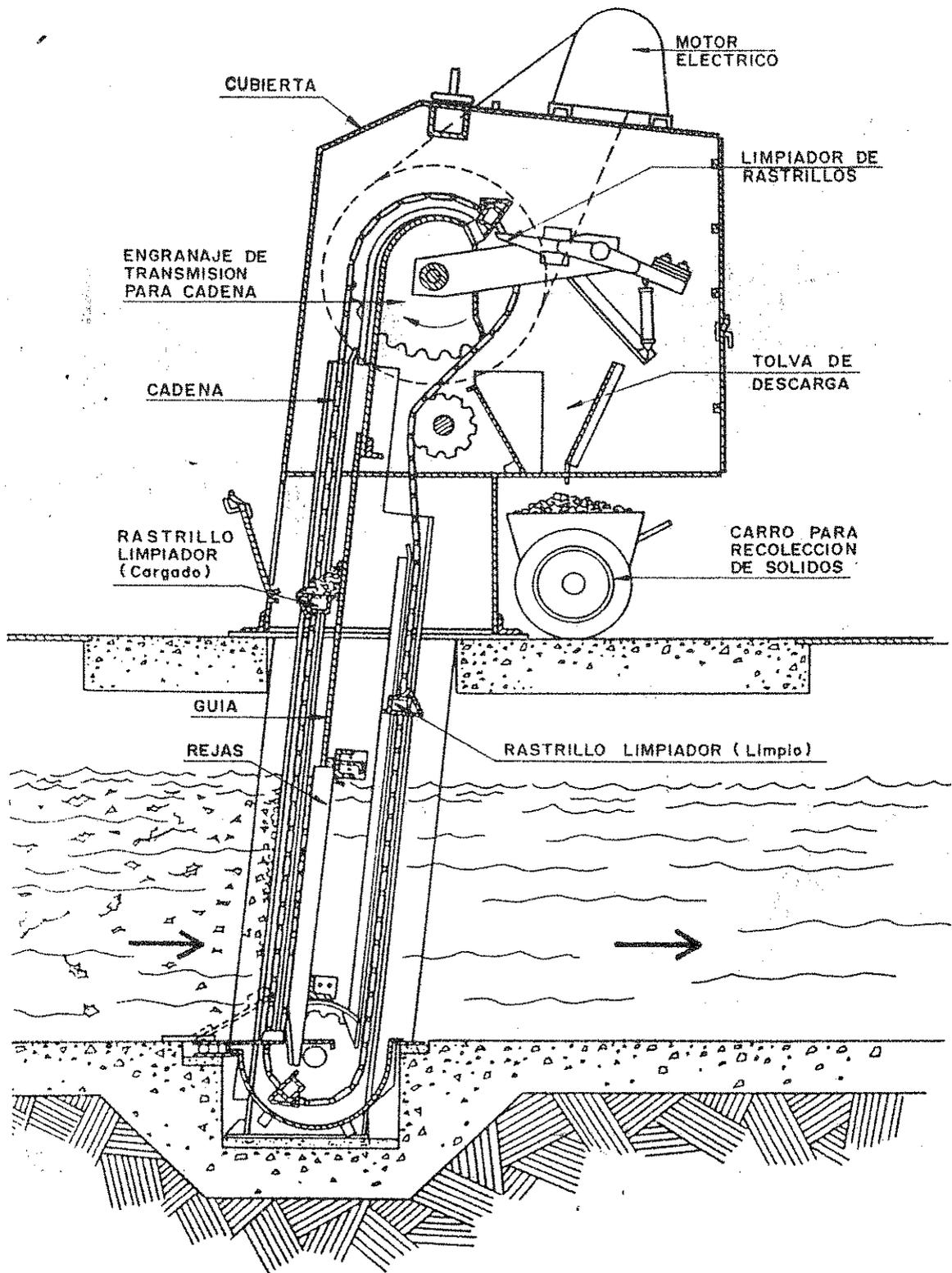
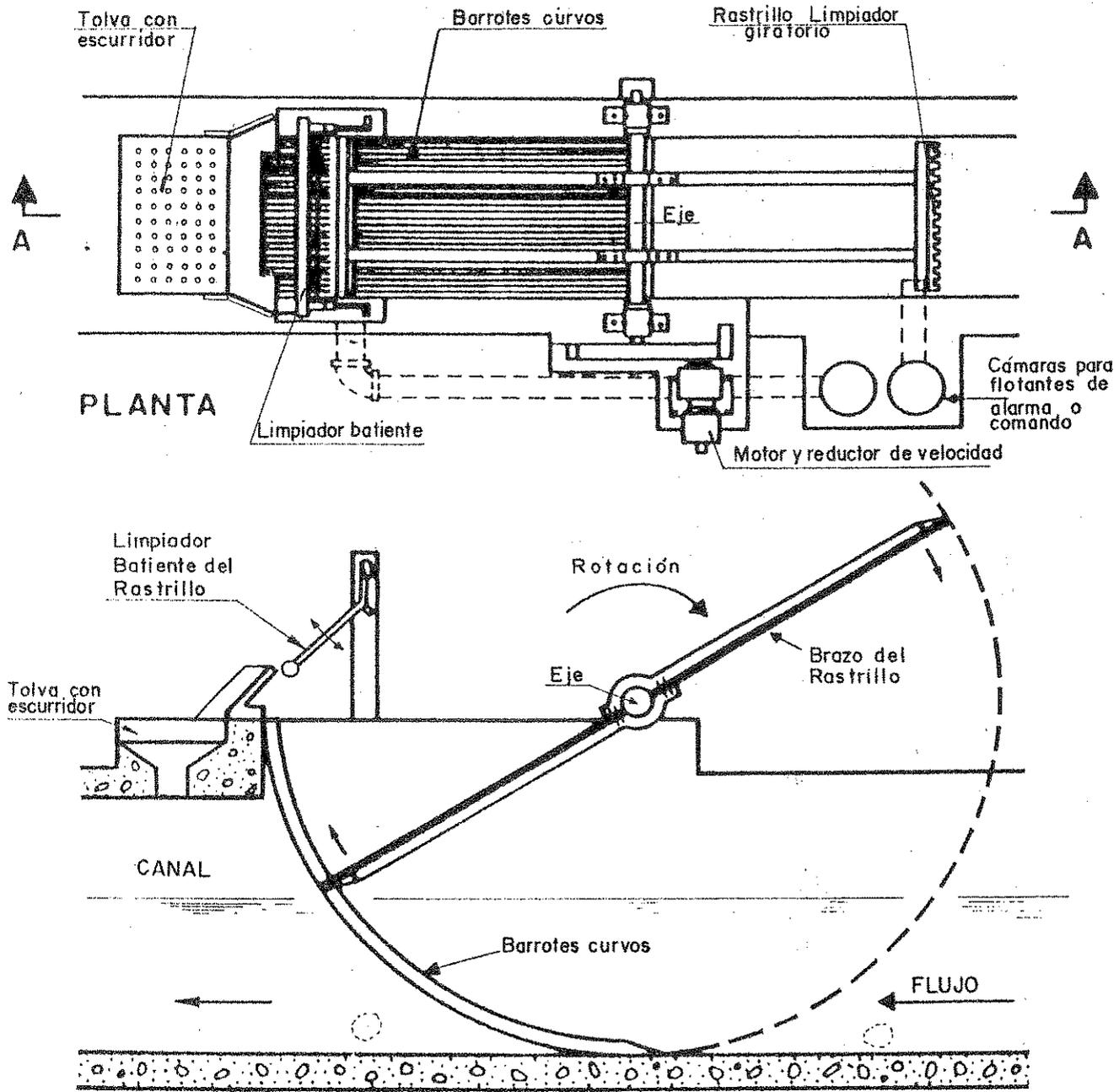


Figura 11.2.2

Rejas de Limpieza Mecánica



CORTE A-A

Figura 11.2.3

Rejas Curvas de Limpieza Mecánica

En ambos tipos, la limpieza puede ser continua o intermitente. En el primer caso, se mantiene permanentemente en marcha el mecanismo de limpieza, mientras que en el segundo caso se lo arranca o detiene manualmente o bien se lo comanda ya sea por tiempo (con programador que establece ciclos de funcionamiento y detención) o por medio de un sensor de diferencia entre niveles antes y después de rejillas (pérdida de carga) que pone en marcha el mecanismo de limpieza cuando el atascamiento llega al valor límite.

Frente a la opción de seleccionar un sistema de comando automático, debe tomarse en cuenta que la diferencia de niveles antes y después de las rejillas es generalmente reducida, por lo que se requerirán sistemas que puedan detectar pequeñas diferencias de niveles con confiabilidad en un ambiente agresivo y en un lugar de difícil mantenimiento.

La limpieza continua asegura bajas pérdidas de carga en el sistema de rejillas y menores posibilidades de arrastre de sólidos a través de las mismas. Tiene la desventaja del mayor costo de energía y del mayor desgaste mecánico del sistema de limpieza.

La limpieza discontinua agrega al mantenimiento requerido por el sistema mecanizado el inconveniente de la relativa complejidad que, para el medio rural, representa el mantenimiento de cualquiera de los sistemas de comando automático (por tiempo o por pérdida de carga), con lo que su aplicación se reduciría a sistemas de comando manual puestos en funcionamiento o detenidos por el operador, en la mayoría de los casos.

Las rejillas de limpieza mecánica sólo deberían utilizarse en instalaciones donde no es posible o resulta muy dificultoso aplicar la solución de limpieza manual.

Esto es así no solamente por su mayor costo, sino también por las exigencias de mantenimiento que plantean a operadores muchas veces no entrenados para atenderlas adecuadamente.

Otro detalle que debe tomarse en cuenta es que, por razones de confiabilidad, es necesario contar con equipos de reserva que puedan atender los caudales de diseño en caso de desperfecto del mecanismo de limpieza en algunas rejillas.

Esto obliga, en la mayoría de los casos, a instalar no menos de tres rejillas mecanizadas, para el 50% del caudal de diseño cada una, que operen dentro del rango recomendado de velocidades para los distintos caudales de funcionamiento y mantener, al mismo tiempo, una reserva de por lo menos 50%.

Por las razones expuestas, tampoco resultaría aconsejable la solución económica basada en instalar una sola rejilla mecanizada con un canal de by-pass con rejilla manual, salvo que sea muy reducida la variación esperada en los

caudales de funcionamiento y éstas puedan ser manejadas por una sola reja operando dentro del rango de velocidades recomendadas y siempre que, por supuesto, las condiciones de diseño justifiquen la necesidad de limpieza mecanizada.

La separación entre barrotos de las rejjas de limpieza mecánica puede ser menor que en las de limpieza manual, pues no existen los problemas derivados del atascamiento del rastrillo al ser operado a mano desde una posición oblicua al eje longitudinal de los barrotos. Esta separación, en general, para rejjas de ingreso a plantas, no suele ser inferior a los 10 mm.

11.2.4.- Aspectos Hidráulicos

11.2.4.1.- Velocidad de Aproximación

Es la velocidad media con la que el líquido cloacal llega al plano de rejjas.

A los efectos del comportamiento hidráulico de las rejjas, no es sólo importante el valor de dicha velocidad media, sino la distribución de velocidades a lo ancho del canal de aproximación, la que debe ser lo más uniforme posible, para que el caudal afluyente se distribuya uniformemente entre las aberturas de las rejjas, ayudando a que la retención de sólidos también se efectúe en esa forma.

Por tal razón, es conveniente prever un tramo recto de canal inmediatamente antes de las rejjas, para que los filetes líquidos sean lo más paralelos posibles al llegar a las mismas y evitar configuraciones que favorezcan el escurrimiento de flujos preferenciales por algún sector del plano de rejjas.

Los valores de diseño que se adoptan habitualmente para la velocidad de aproximación están comprendidas entre 0,40 y 0,90 m/s. Velocidades menores a 0,40 m/s tienden a favorecer la sedimentación de arenas y sólidos finos en el canal de aproximación, mientras que las mayores a 0,90 m/s pueden dar lugar a excesivas velocidades de pasaje a través de las aberturas de las rejjas, que arrastren parte de los sólidos retenidos.

Los valores anteriores han sido utilizadas durante mucho tiempo con buenos resultados según informan diversos autores. Respecto del valor máximo de 0,90 m/s, debe tenerse en cuenta que no es un límite impuesto por condiciones hidráulicas en el canal de aproximación, sino por la máxima velocidad de pasaje a través de las aberturas de las rejjas.

Cómo la relación entre velocidad de pasaje y velocidad de aproximación depende de la geometría de las rejjas (relación de espacios vacíos) el límite máximo de

velocidad de aproximación no sería de 0,90 m/s, cómo informan muchos autores, sino aquél que resulta de la máxima velocidad de pasaje admisible.

Para cada caudal de operación, la velocidad media en el canal rectangular de aproximación está expresada por:

$$U_a = \frac{Q}{A_a} = \frac{Q}{b_a * h_a} \quad (1)$$

Dónde:

U_a = velocidad media de aproximación a rejillas (m/s)

A_a = sección transversal líquida en el canal de aproximación (m^2)

Q = caudal transportado por el canal (m^3/s)

b_a = ancho del canal de aproximación (m)

h_a = tirante líquido en el canal de aproximación (m)

Es importante tomar en cuenta que el tirante líquido " h_a " varía con la pérdida de carga " J_r " a través de las rejillas y con el tirante " h_s " aguas abajo de las mismas (figura 11.2.4):

$$h_a = h_s + J_r$$

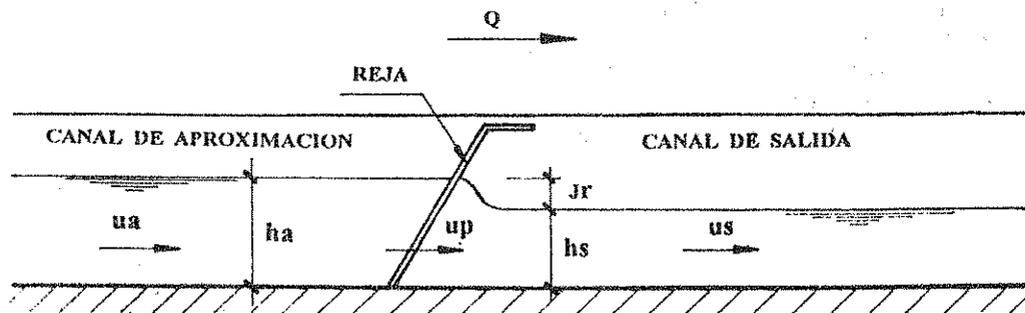


Figura 11.2.4

Velocidades y Tirantes Líquidos

Esto significa que, aún cuando se mantenga constante el caudal " Q " de líquido afluente, la velocidad U_a irá disminuyendo a medida que se ensucie la reja y aumente su pérdida de carga " J_r ", pues el tirante " h_a " aumentará y según la expresión (1), la velocidad disminuirá al aumentar el área de escurrimiento.

De acuerdo con esto, normalmente la mínima velocidad de aproximación se obtendrá cuando circule el caudal mínimo de diseño y simultáneamente se llegue a la máxima pérdida de carga admisible en la reja (pues h_a tendrá su valor máximo para ese caudal).

Los canales de aproximación diseñados para esta condición resultan sumamente estrechos (pues h_a es grande, sobre todo en rejas de limpieza manual, donde " J_{rmax} " puede ser del orden de 0,30 m o más) y por consiguiente, para caudales máximos dan lugar a velocidades de pasaje que superan a las máximas admisibles, requiriéndose varias unidades de rejas en paralelo para satisfacer esta condición.

Dado que esta condición extrema de mínima se presentará prácticamente durante unas pocas horas de unos pocos días de los primeros años de funcionamiento del servicio, y además debería coincidir con la situación de máxima pérdida de carga en rejas, no resulta razonable encarecer el sistema de rejas por esta causa, razón por la cual algunos autores recomiendan diseñar con velocidades de aproximación no inferiores a 0,40 m/s para caudal mínimo horario inicial pero para la situación de reja limpia. Con este criterio, al limpiar las rejas podría producirse el arrastre de las arenas sedimentadas durante los períodos de reja atascada, aún en situaciones de bajo caudal afluente.

Se observa que, aún con un buen diseño, la posibilidad de sedimentación de arenas en el canal de aproximación está estrechamente ligado a la eficiencia de la limpieza de las rejas, ya que un excesivo incremento de la pérdida de carga " J_r ", además de poder llegar a sumergir la salida del colector máximo o del sistema previo, puede reducir lo suficiente la velocidad de aproximación y favorecer la sedimentación, sobre todo si las rejas permanecen mucho tiempo en esa condición (caso típico de rejas de limpieza manual mal operadas).

Finalmente, la existencia o no de secciones de control aguas abajo de las rejas (vertederos, canaletas Parshall, gargantas, etc.), influirá sobre el régimen hidráulico de éstas, ya que el tirante de salida " h_s " (figura 11.2.4) dependerá de lo que haya aguas abajo.

11.2.4.2.- Relación de Espacios Vacíos

En una reja de barrotes rectangulares de espesor " e ", separados por una distancia " s ", si el ancho del

bastidor de rejillas coincide con el ancho " b_a " del canal de aproximación (figura 11.2.5) puede escribirse:

$$b_a = (n+1) * s + n * e \quad (2)$$

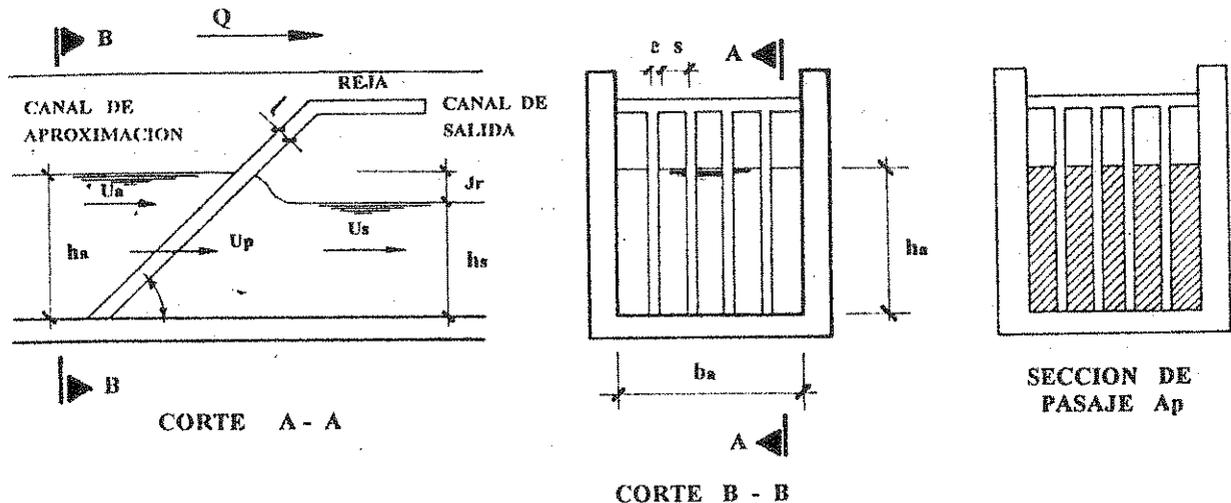


Figura 11.2.5.

Dónde " n " es el número de barrotes del bastidor de rejillas (sin contar los dos laterales extremos), que vale:

$$n = \frac{b_a - s}{s + e} \quad (3)$$

Por otra parte, si se considera el área o sección neta de pasaje " A_p " del líquido entre los barrotes, el ancho neto de pasaje " b_p " vale:

$$b_p = (n+1) * s \quad (4)$$

A su vez, puede definirse la relación " E ", entre espacio de pasaje y espacio total, como la relación entre el ancho neto líquido de pasaje " b_p " y el ancho total " b_a " del canal. Esta relación vale en función de (2) y (3):

$$E = \frac{b_p}{b_a} = \frac{(n+1) * s}{(n+1) * s + n * e} = \frac{s}{s + \frac{n}{n+1} * e} \quad (5)$$

Para las rejillas finas, se verifica:

$$\frac{n}{n+1} \approx 1$$

Por lo que es válido adoptar:

$$E = \frac{b_p}{b_a} \approx \frac{s}{s+e} \quad (6)$$

Con los rangos usuales de velocidad de pasaje del líquido a través de las rejillas (0,60 a 1,20 m/s), es despreciable la diferencia entre los tirantes líquidos en el comienzo y en el final del ancho "e" de los barrotes (ver figura 11.2.5), por lo cual puede despreciarse el efecto de remanso y considerar que el tirante líquido en la sección de rejillas es el mismo que en el canal de aproximación, de donde el área líquida transversal de pasaje (proyección del área líquida del pasaje sobre el plano vertical normal al flujo) resulta:

$$A_p = b_p * h_a \quad (7)$$

y la relación entre área líquida transversal de pasaje "A_p" y área transversal total de canal de rejillas, vale, para rejillas finas:

$$\frac{A_p}{A_a} = \frac{b_p * h_a}{b_a * h_a} = \frac{b_p}{b_a} = E = \frac{s}{s+e} \quad (8)$$

11.2.4.3.- Velocidad de Pasaje

Se denomina así a la velocidad media del líquido afluente a través de las aberturas entre barrotes de las rejillas.

Aceptando la aproximación que lleva a la expresión (7), cuando la reja está limpia, la velocidad de pasaje "U_p" para un caudal "Q" vale:

$$U_p = \frac{Q}{A_p} = U_a * \frac{A_a}{A_p} = \frac{U_a}{E} \quad (9)$$

Esta expresión es válida para cualquier condición de atascamiento (no sólo para reja limpia), siempre que se utilice el valor $E = A_p/A_a$ que corresponde a esa situación y se acepte la aproximación de que "h_a" se mantiene en todo el ancho "e" de los barrotes. En esos casos, deberá asegurarse que tanto "E" como la velocidad "U_a" o el tirante "h_a" son

realmente las que corresponden a esa situación de atascamiento. En efecto, la expresión (9) puede también escribirse cómo:

$$U_p = \frac{U_a}{E} = \frac{Q}{b_a * h_a * E}$$

Obsérvese que en esta expresión, para un dado grado de atascamiento, que puede definirse en función de $E = b_p/b_a$ y un caudal "q", el tirante líquido "h_a" no queda definido si no se conoce el tirante "h_s" aguas abajo de las rejas y la pérdida de carga a través de éstas, que será a su vez función de "U_p".

Respecto de los valores de diseño para la velocidad de pasaje, la mayoría de los autores coincide con establecer un rango de 0,60 a 1,20 m/s. El límite inferior procura evitar la sedimentación de arenas entre los barrotes para caudales mínimos y se relaciona adecuadamente con U_{amin} = 0,40 m/s para reja limpia con valores usuales de "E", cómo se observa en el cuadro adjunto.

REJAS	S (mm)	e (mm)	E	U _p mín (m/s)	U _{amin} (m/s)
Gruesas	50	9,5	0,840	0,60	0,50
Finas	20	9,5	0,678	0,60	0,41

El límite superior de velocidad de pasaje procura evitar el arrastre de sólidos deformables, adhesibles o desgarrables a través de las rejas por el efecto de la velocidad del flujo, sólidos que, con velocidades más bajas serían retenidos por éstas.

Con valores de "E" comprendidas entre 0,678 y 0,840, la máxima velocidad de pasaje U_{pmáx} = 1,20 m/s define velocidades máximas de aproximación comprendidas entre 0,81 m/s (rejas finas) y 1,00 m/s (rejas gruesas).

Usualmente, para no exceder estas velocidades de pasaje, el proyectista opta por hacer funcionar más de un sistema de rejas simultáneamente. Esta solución permite asegurar velocidades de aproximación menores a las mínimas admisibles (se hace trabajar una sola unidad de rejas en épocas de bajos caudales) y velocidades de pasaje inferiores a las máximas (trabajando con varias unidades en paralelo en épocas de grandes caudales).

Finalmente, no resulta un buen criterio el de diseñar la operación con velocidades máximas mucho más bajas

que las admisibles, sobre todo en sistemas dónde por diversas razones se incorporan aguas de lluvia con arrastre de arenas y sólidos pequeños. En estos casos, durante tormentas fuertes, es importante que la velocidad de aproximación no baje de 0,80 a 0,90 m/s, para asegurar un buen arrastre de las arenas que incorpore el sistema colector.

11.2.4.4.- Pérdida de Carga con Reja Limpia

En la situación de reja limpia, los barrotes intercalados en el flujo presentan una disposición regular equivalente a $(n + 1)$ contracciones bruscas de la vena fluída distribuidas uniformemente sobre la entrada al bastidor de rejas, seguidos de igual cantidad de ensanches en la salida del bastidor.

La pérdida de carga en rejas ha sido estudiada experimentalmente por KRISCHMER y SPAGLER (Instituto de Hidráulica de Munich, Alemania, año 1926) con rejillas de sección rectangular con "E" variable entre 0,47 y 0,87 y por FELLENIUS y LINDQUIST en Estocolmo, Suecia (año 1927), buscando establecer el factor de resistencia " J_r " para reja limpia:

$$J_{r1} = K_r * \frac{U_a^2}{2g} \quad (11)$$

Según Kruschmer y Spagler define el valor de K_r :

$$K_r = \beta \left(\frac{e}{s} \right)^{3/4} \quad (12)$$

Siendo β un coeficiente adimensional dependiente de la forma de los barrotes, según se indica en la siguiente tabla:

Sección de los barrotes	β
Rectangular, aristas sin redondear	2,42
Rectangular, aristas redondeadas	1,67
Redonda	1,79
Perfilado	0,76

Las experiencias demuestran que la inclinación del plano de rejas respecto del plano horizontal (ángulo α) dentro de los valores usuales, 30° a 90° , prácticamente no modifica la pérdida de carga. Influye mucho, en cambio, el giro del plano de rejas sobre un eje vertical (ángulo θ) aumentando la pérdida con el seno de ese ángulo.

Otras fórmulas mencionadas por diversos autores son las de la American Society of Civil Engineers, USA (ASCE) y la propuesta por Calvin V. Davis. La expresión de ASCE es:

$$J_{rl} = \frac{1}{0,7} * \frac{U_p^2 - U_a^2}{2g}$$

y la de Davis:

$$J_{rl} = \frac{U_p^2 - U_a^2}{2g} + \frac{0,5 * U_a^2}{2g}$$

Para una reja típica, con barrotes rectangulares ($\beta = 2,42$), $e = 9,5$ mm, $S = 25$ mm y $U_p = 0,75$ m/s, resulta $E = 0,678$ y $U_a = 0,51$ m/s, obteniéndose:

Fórmula	J_{rl} (m)
Krischmer	0,015
ASCE	0,022
Davis	0,022

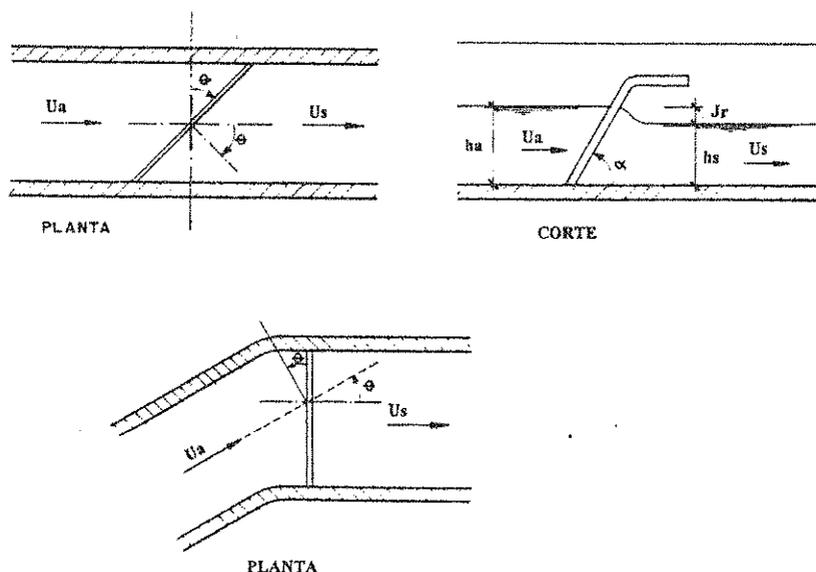


Figura 11.2.6

Angulos a considerar en el diseño de las rejas

11.2.4.5.- Pérdida de Carga con Reja Atascada

El cálculo de la pérdida de carga en una reja sucia presenta una serie de indeterminaciones que prácticamente impiden llegar a resultados confiables.

En primer lugar, el depósito de sólidos no es uniforme, por lo que la distribución real de velocidades en el plano de rejillas es totalmente aleatoria. En segundo lugar, en muchas oportunidades la obturación de la sección de pasaje obliga al escurrimiento por desborde, de parte del caudal, por arriba de los sólidos retenidos en los barrotes, como en un vertedero de umbral irregular.

Se comprende que en estas condiciones es imposible predecir el tirante líquido aguas arriba de la reja, en el canal de aproximación, cuando ésta comienza a retener sólidos. Por esa razón, es preferible establecer límites máximos de pérdida de carga en el sistema de rejillas y dimensionar el perfil hidráulico en base al valor que se adopte. Durante la operación deberá asegurarse que no se sobrepase la máxima pérdida de carga de diseño.

Partiendo de ese criterio, puede analizarse el comportamiento de la reja atascada, definiendo un factor de atascamiento F_a :

$$F_a = \frac{b_{pa}}{b_p} \quad (13)$$

Dónde:

$b_p = (n+1) * s + n * e =$ ancho líquido neto de pasaje con reja limpia

$b_{pa} = F_a * b_p =$ ancho líquido neto de pasaje con reja sucia ($b_{pa} < b_p$)

La ecuación de continuidad establece, para un mismo caudal:

$$Q = \frac{U_{pa}}{A_{pa}} = \frac{U_p}{A_p}$$

De dónde se deduce:

$$\frac{U_{pa}}{U_p} = \frac{A_p}{A_{pa}} = \frac{b_p * h_a}{b_{pa} * h_{aa}} = \frac{1}{F_a} * \frac{h_a}{h_{aa}} = \frac{h_a}{F_a * (h_s + J_{ra})}$$

Donde:

U_p = velocidad de pasaje con reja limpia para el caudal Q (ancho líquido neto = b_p)

U_{pa} = velocidad de pasaje con reja atascada para el mismo caudal Q (ancho líquido neto = b_{pa})

h_a = tirante líquido en el canal de aproximación, con reja limpia y caudal Q

h_{aa} = tirante líquido en el canal de aproximación con reja atascada y el mismo caudal Q .

F_a = factor de atascamiento

h_s = tirante líquido en el caudal de salida, con caudal Q

J_{ra} = pérdida de carga con reja atascada y caudal Q

Dada la dificultad que presenta el cálculo teórico de la pérdida de carga " J_{ra} " en una reja sucia, se opta por recomendar valores límites comprendidos entre 0,30 m (la mayoría de los autores) y hasta 0,90 m (WPCF).

Adoptando un valor máximo " $J_{ramáx}$ " para la pérdida de carga con reja atascada y conociendo el tirante " h_s " aguas abajo, puede determinarse el tirante " h_{aa} " en el canal de aproximación, para la condición de reja atascada:

$$h_{aa} = h_s + J_{ramáx} \quad (15)$$

Obteniéndose la velocidad de pasaje con reja atascada para el grado de atascamiento definido por F_a :

$$U_{pa} = U_p * \frac{h_a}{F_a * (h_s + J_{ramáx})} \quad (16)$$

Relación válida sólo para valores de reja limpia y atascada correspondientes a un mismo caudal (generalmente el caudal máximo horario de diseño).

Por ejemplo, si se adopta en el diseño una pérdida de carga máxima para reja atascada $J_{ra} = 0,30$ m, cuando el grado de atascamiento es del 50% ($F_a = 0,50$) y se desea calcular para $Q_{máx}$ la velocidad media de pasaje U_{pa} , sabiendo que con ese caudal y con reja limpia el tirante en el canal de aproximación es $h_a = 0,45$ m y la velocidad de pasaje $U_p = 0,80$ m/s y que además el tirante en el canal de salida es de $h_s = 0,39$ m, resulta:

$$U_{pa} = U_p * \frac{h_a}{F_a * (h_s + J_{ram\acute{a}x})} = 0,80 * \frac{0,45}{0,50 * (0,39 + 0,30)} =$$

$$U_{pa} = 1,04 \text{ m/s}$$

y el área equivalente de pasaje resultaría:

$$A_{pa} = A_p * \frac{U_p}{U_{pa}} = \frac{A_p}{1,30}$$

Evidentemente, este planteo asume la simplificación de uniforme distribución de sólidos retenidos y la ausencia de escurrimiento por desborde, por encima de los mismos.

11.2.4.6.- Volumen de Sólidos Retenidos

Son variados los sólidos volcados al sistema de alcantarillado cloacal que llegan a las plantas de tratamiento. Desde arenas, gravas y piedras hasta trapos, papeles, maderas, bolsas de polietileno, etc.; conforman un conjunto de elementos que deben ser separados del líquido cloacal crudo antes que éste pase a las siguientes etapas de tratamiento.

Las arenas y gravas no son retenidas por las rejjas sino por las estructuras específicas denominadas "desarenadores" (numeral 11.3). Los restantes sólidos deben ser interceptados por los sistemas de rejjas.

Según diversos autores, el material interceptado por las rejjas contiene del 70% al 90% de agua al ser extraído y hasta un 85% de materia orgánica. Valores promedios obtenidos en la ciudad de Sao Paulo, Brasil, indican la siguiente composición:

Papel	10%	a	70%
Estopa	10%	a	20%
Tejidos	5%	a	15%
Materiales diversos	20%	a	60%
Promedio de humedad			85%

Esta composición debe tomarse con criterio exclusivamente orientativo, dado que dependerá de los hábitos de uso del servicio cloacal y de las características socioculturales y económicas de cada localidad.

Evaluaciones realizadas por varios autores en sistemas en operación, arrojan los siguientes resultados

globales sobre los volúmenes retenidos por las rejjas, según la separación entre barrotes, extractados de las curvas de la figura 11.2.7.

Tipo de rejjas	Separación entre barrotes (mm)	Retención de sólidos (L/1000 m ³)
Gruesa	40 a 50	5 a 18
Finas	20 a 25	25 a 60

La retención está expresada en litros de sólidos por cada 1000 m³ de líquido cloacal que atraviesa la reja. Estos valores deben tomarse exclusivamente como orientativos, ya que la retención de sólidos, en cada caso, estará influenciada por el contenido de sólidos gruesos en el líquido crudo, es decir, por los hábitos de uso del sistema de alcantarillado que desarrolle la población servida.

Tomando como base estos valores o los que se releven en sistemas locales en operación, puede calcularse el volumen diario de sólidos retenidos en una instalación de rejjas:

$$V_{sd} = V_s * Q \quad [L/d]$$

$$V_{sd} = 365 * V_s * Q \quad [L/año]$$

Donde:

V_{sd} = volumen diario de sólidos retenidos [L/d] o [m³/d]

V_s = retención de sólidos en las rejjas [L/m³] o [m³/m³]

Q = caudal diario de líquido cloacal que atraviesa el sistema de rejjas [m³/d]

El volumen anual de sólidos retenidos permite determinar las necesidades de disposición de estos residuos (área de terreno si se los entierra, por ejemplo) y debe ser calculado en base al caudal medio diario (promedio anual) del período que corresponda.

El volumen diario de sólidos retenidos permite determinar la capacidad de equipos de incineración, por ejemplo. En ese caso debe utilizarse para el cálculo el caudal máximo diario que se prevé, dentro de la vida útil del equipo.

Quando el proyecto contemple enterrar los residuos, la estimación de la superficie del terreno necesario deberá efectuarse, en base al caudal medio diario previsto para cada año (n), según las hipótesis de evolución de población servida y de gasto unitario que se haya adoptado:

$$Q_{med} dt(n) = \text{Población servida (n)} * \text{Gasto unitario (n)}$$

En el cuadro adjunto se sintetiza el proceso de cálculo, siendo:

g = gasto unitario de vuelco al sistema de alcantarillado al final de cada año del período de diseño ($m^3/hab*d$)

P = población servida con el sistema de alcantarillado al final de cada año (n) del período de diseño

V_s = retención de sólidos esperada (m^3/m^3)

$V_{sol} = 365 * g * P * V_s$ = volumen anual de sólidos retenidos ($m^3/año$)

h = profundidad estimada de las capas de residuos a enterrar más las cubiertas de tierra, una vez compactadas

A = V_{sol}/h = área de terreno necesaria para la disposición, durante el período de diseño

11.2.4.7.- Estimación de superficie de terreno para disposición de sólidos

Año	Gasto Unitario ($m^3/h*d$)	Pob. Servida (h)	Volumen Anual de sólido ($m^3/año$)	Profundidad (m)	Area de terreno (m^2)
1	g1	P1	$365 * g1 * P1 * V_s$	h1	$V_{sol1} / h1$
2	g2	P2	$365 * g2 * P2 * V_s$	h2	$V_{sol2} / h2$
3	g3	P3	$365 * g3 * P3 * V_s$	h3	$V_{sol3} / h3$
n	gn	Pn	$365 * gn * Pn * V_s$	hn	V_{soln} / hn
Total durante al período de diseño					Area requerida

Si se prevé la incineración de los residuos, la capacidad del incinerador, tratándose de un equipo electromecánico, deberá determinarse para un período de 10 años y deberá ser tal que permita incinerar los sólidos

retenidos en el día de mayor gasto de ese año (caudal máximo diario de ese año). El incinerador será apto para procesar un volumen diario:

$$V_{sol} = V_s * Q_{máxd}(10) \quad [L/d] \text{ o } [m^3/d]$$

En cuanto a las dimensiones de las estructuras que alojen canastos de izaje de residuos y al volumen de estos o de las alcantarillas y equipos de transporte, deberán determinarse en base al caudal máximo diario del final del período de diseño (por ejemplo, 20 años) y en función de la cantidad "Ni" (expresado en d^{-1}) de izajes o viajes que se prevén en las 24 horas:

$$V = \frac{1}{N} * V_s * Q_{máxd}(20) \quad [L] \text{ o } [m^3]$$

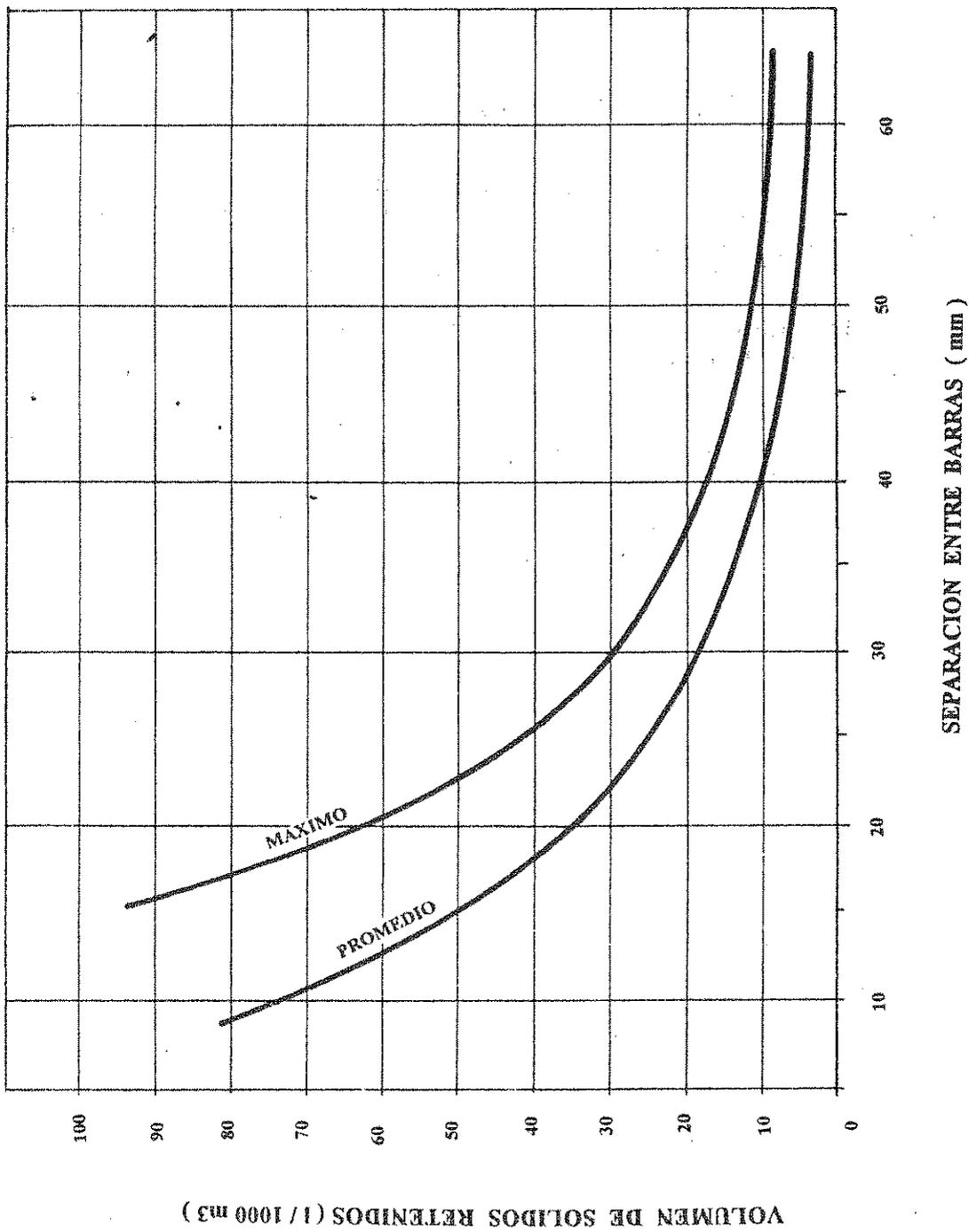


Figura 11.2.7

Volumen promedio y máximo de sólidos retenidos por rejillas (obtenido de 133 sistemas con limpieza manual y mecánica, en EEUU.). Fuente: WPCF

11.3.- DESARENADORES

11.3.1.- Aspectos Teóricos y Experimentales

Los desarenadores son sedimentadores de partículas discretas (no aglomerables) ubicadas en la entrada de las plantas de tratamiento.

Su diseño se basa en modelos teóricos y datos experimentales desarrollados a partir del estudio de la sedimentación de partículas discretas, cuyos aspectos básicos se tratan a continuación.

11.3.1.1.- Sedimentación de una Partícula Esférica, Discreta y Aislada, en Reposo, en el Seno de un fluido Real en Reposo

Se considera partícula discreta y aislada a aquella no aglomerable, cuya distancia a otras partículas es lo suficientemente grande como para despreciar los efectos de estas últimas sobre el movimiento de la primera.

La partícula en reposo, en el seno de un líquido en reposo, se encuentra sometida a la acción de dos fuerzas de dirección vertical: el empuje hacia arriba, debido a la diferencia de densidades líquido-partícula y la acción hacia abajo, que ejerce la gravedad sobre esta última (peso de la partícula).

Si el empuje supera al peso, la partícula asciende. En caso contrario, sedimenta (figura 11.3.1).

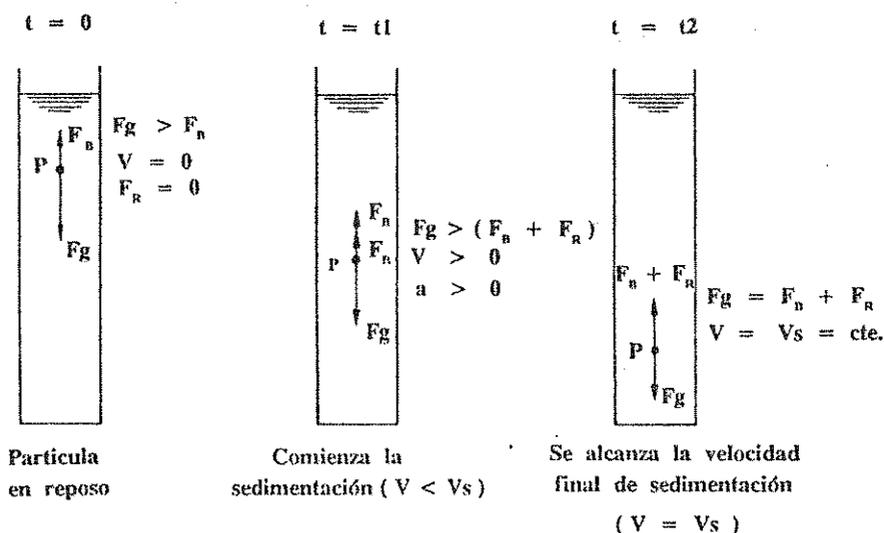


Figura 11.3.1

Sedimentación de una partícula en reposo, en el seno de un fluido real en reposo

Cuando la partícula comienza a sedimentar, la fuerza actuante (peso menos empuje) produce su aceleración hasta que la resistencia por fricción debida al fluido, practicamente la equilibra. A partir de ese momento la partícula continuará su movimiento descendente con velocidad practicamente constante.

Este valor final de velocidad constante, que alcanza la partícula que sedimenta en el seno del líquido en reposo, se denomina "velocidad de sedimentación" (V_s en la figura 11.3.1).

Las fuerzas actuantes sobre la partícula, en un fluido ideal, sin rozamiento, son:

Peso: $F_g = m_p * g$

Empuje: $F_B = \tau * g * V = \frac{\tau}{\tau_p} * m_p * g$

Donde:

m = masa de la partícula

g = aceleración de la gravedad

τ = densidad de la partícula

τ_p = densidad del líquido

Dado que ambas fuerzas actúan según la misma dirección vertical, la suma vectorial de F_g y F_B se transforma en escalar y la fuerza resultante sobre la partícula, es:

$$F_p = F_g - F_B$$

$$m_p * a = m_p * g - \frac{\tau}{\tau_p} * m_p * g$$

Donde:

a = aceleración de la partícula en un fluido ideal

$$a = g * \frac{1 - \tau}{\tau_p}$$

La resistencia al desplazamiento de la partícula, en un fluido real, suele expresarse por la fórmula de Newton:

$$F_R = C_D * A_p * \frac{\tau * v^2}{2g}$$

Donde:

C_D = coeficiente de resistencia (adimensional) variable con el número de Reynolds

A_p = proyección del área de la partícula en la dirección perpendicular al movimiento

Esta fuerza de rozamiento F , irá aumentando gradualmente, desde que se inicia el movimiento descendente de la partícula, hasta igualar a la F definida anteriormente (peso menos empuje). A partir de ese momento la aceleración de la partícula se anula ($dv/dt = 0$) y se alcanza la "velocidad de sedimentación" v , que se mantendrá constante hasta que la partícula llegue al fondo del recipiente.

En el fluido real, entonces, la fuerza F actuante sobre la partícula será la resultante de F_p y F_R , ambas sobre una misma dirección y distinto sentido:

$$F'_p = F_p - F_R$$

$$m_p * a' = m_p * g * \frac{\tau_p - \tau'}{\tau_p} - C_D * A_p * \frac{\tau * v^2}{2g}$$

$$a' = g * \frac{\tau_p - \tau'}{\tau_p} - C_D * A_p * \frac{\tau * v^2}{2g * m_p}$$

Como $g * m_p = F_g \approx \tau_p * V_p$, resulta:

$$a' = g * \frac{\tau_p - \tau}{\tau_p} - \frac{C_D}{2} * \frac{A_p}{V_p} * \frac{\tau}{\tau_p} * v^2$$

Para partículas esféricas de diámetro "d", se tendrá:

$$\frac{V_p}{A_p} = \frac{\pi * d^3}{6} * \frac{4}{\pi * d^2} = \frac{2}{3} * d$$

Cuando las fuerzas se equilibran: $a' = 0$ y $v = v_s$,
obteniéndose:

$$\frac{C_D}{2} * \frac{3}{2 * d} * \frac{\tau}{\tau_p} * v_s^2 = g * \frac{\tau_p - \tau}{\tau_p}$$

$$v_s = \sqrt{\frac{4}{3} * \frac{g}{C_D} * \frac{\tau_p - \tau}{\tau} * d}$$

O bien, en función de la densidad relativa $S = \tau_p / \tau$, se obtendrá la expresión general de la velocidad de sedimentación de la partícula aislada.

$$v_s = \sqrt{\frac{4}{3} * \frac{g}{C_D} * (s-1) * d}$$

Como ya se mencionara, el coeficiente C_D de resistencia, varía según sea el número de Reynolds que corresponda al movimiento de la partícula esférica en el seno del líquido.

Como es sabido, este vale:

$$Re = \frac{v_s * d}{\nu}$$

Donde:

- v_s = velocidad de sedimentación
- d = diámetro de la partícula esférica
- ν = viscosidad cinemática del líquido

En la figura 11.3.2 se observan los resultados experimentales obtenidos para el valor de C_D para tres rangos de Re que corresponden a los regímenes laminar ($Re < 0,5$), intermedio ($0,5 < Re < 2 \times 10$) y turbulento ($Re > 2 \times 10$).

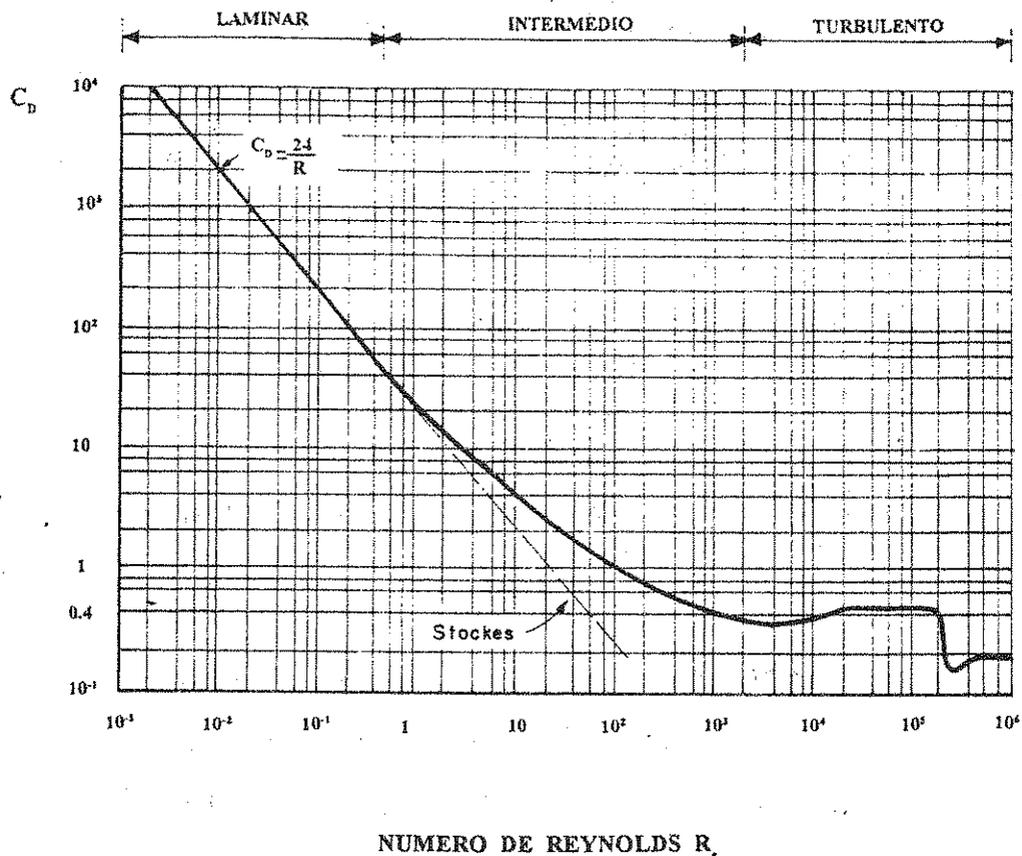


Figura 11.3.2

Valores experimentales de C_D para esferas, según diversos centros (datos recopilados por T.R. CAMP)

En el cuadro 11.3.1 se indican los valores de C_D para cada régimen y la expresión de v_s resultante de reemplazar ese valor en la expresión general.

Se observa que para régimen laminar, la expresión de v_s coincide con la obtenida en base a la Ley de Stokes.

La determinación del número de Reynolds, para definir el régimen y C_D , requiere conocer v_s , la que a su vez se determina según sea el valor de Re . La solución se obtiene a través de aproximaciones sucesivas que converjan hacia valores compatibles de v_s y Re , para el régimen intermedio, mientras que para régimen laminar o turbulento, bastará con verificar, con la v_s obtenida aplicando cada expresión, que Re es menor que 0,5 ó mayor que 2.000, respectivamente.

Cuadro 11.3.1
Expresiones de v_s según Re

REGIMEN	COEFICIENTE DE RESISTENCIA	VELOCIDAD DE SEDIMENTACION
LAMINAR $Re < 0,5$	$C_D = \frac{24}{Re}$	$v = \frac{1}{18} * g * (s-1) * \frac{d^2}{\nu}$
INTERMEDIO $0,5 < Re < 2 * 10^3$	$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0,34$	$v = \frac{4}{3} * \frac{g}{C_D} * (s-1) * d$
TURBULENTO $Re > 2 * 10^3$	$C_D = 0,4$	$v = \sqrt{0,33 * g * (s-1) * d}$

Donde:

C_D = coeficiente de resistencia (adimensional)

$Re = v_s * d / \nu$ = número de Reynolds (adimensional)

$s = \tau_p / \tau$ = densidad relativa partícula/líquido (adimensional)

d = diámetro de la partícula (m)

g = aceleración de la gravedad (m/s^2)

ν = viscosidad cinemática del líquido (m^2/s)

11.3.1.2.- Sedimentación de Partículas Reales Discretas en el Seno de un Fluido Real en Reposo

Las partículas discretas (no aglomerables) que realmente se encuentran en suspensión en un líquido, difieren de la partícula ideal esférica y aislada, considerada en 11.3.1.1, en los siguientes aspectos:

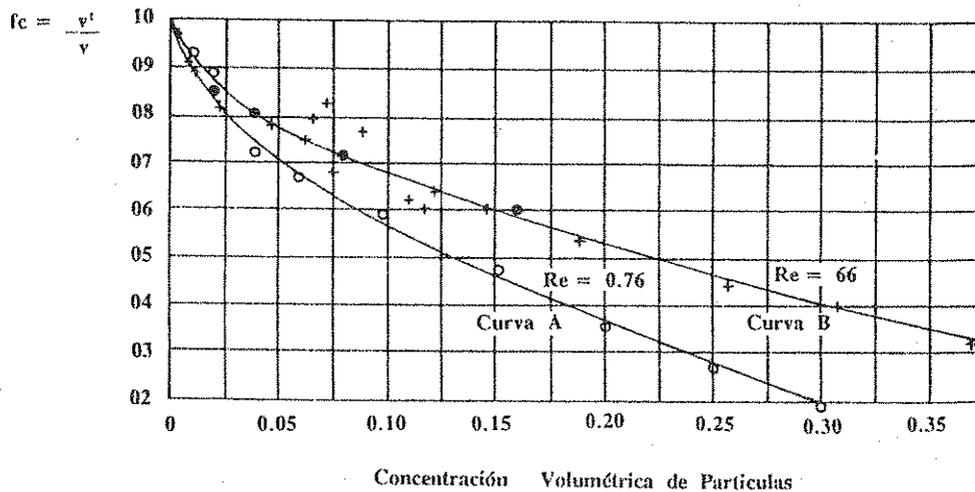
- Sus formas no son esféricas, sino sumamente irregulares. En consecuencia, la resistencia al rozamiento, para una misma velocidad de la partícula real, puede ser considerablemente mayor que la calculada para una esférica y por lo tanto, la velocidad de sedimentación puede ser menor que la que surja del cálculo teórico.
- Las partículas no se encuentran aisladas sino en cerrada proximidad. Esto hace que influyan unas con otras, favoreciendo la suspensión y demorando la sedimentación, es decir, la velocidad de sedimentación real es menor que la calculada.

La consecuencia de estas dos situaciones se traduce en una velocidad real de sedimentación menor que la que se obtiene de las expresiones de v_s del punto 11.3.1.1.

Esta velocidad real de sedimentación ("velocidad demorada" según Camp y otros autores) suele obtenerse aplicando factores de corrección a la velocidad teórica:

$$v'_s = f_s * v_s$$

El factor de corrección $f_s = v'_s / v_s$ ha sido determinado experimentalmente por varios autores para distintos tipos de partículas, en función de la concentración volumétrica de éstas (Camp, Gaudin, Kermack, Mc Kendrick y Pander, años 1928 a 1937). En la figura 11.3.3 se observan los resultados experimentales obtenidos por Camp, con microesferas de acrílico en agua en reposo y en régimen laminar (curva A) y con granos redondos de arena suspendidos en una corriente ascendente (curva B).



$$C_w \frac{\rho}{\rho_p}$$

● Factor de Corrección de MUNROE

○ CAMP.: Esferas de Lucita $d = 0,0181 \text{ cm}$; $\rho = 1,194$, $Re = 0,76$

+ CAMP.: Granos Redondos de Arena $d = 0,0617 \text{ cm}$; $\rho = 2,66$, $Re = 66$

Figura 11.3.3

Como conclusión general se observa una fuerte influencia de la concentración volumétrica de partículas en la reducción de la velocidad de sedimentación.

Por otro lado, las experiencias indicarían que el valor de "f" aumenta al aumentar Re.

A.- Partículas discretas aisladas, de una única velocidad de sedimentación, en tanque ideal rectangular de flujo horizontal

En los puntos anteriores se trató la sedimentación de partículas discretas en un fluido de reposo.

Para el caso de un fluido con partículas discretas en suspensión de un mismo diámetro y densidad, escurriendo en dirección horizontal, los estudios básicos fueron desarrollados por Allen Hazen, en 1904 y continuados por Thomas R. Camp en 1946, sobre la base de un tanque ideal, de sección rectangular.

En este tanque se identifican cuatro zonas independientes: zona de entrada, de salida, de sedimentación y de partículas sedimentadas (figura 11.3.4).

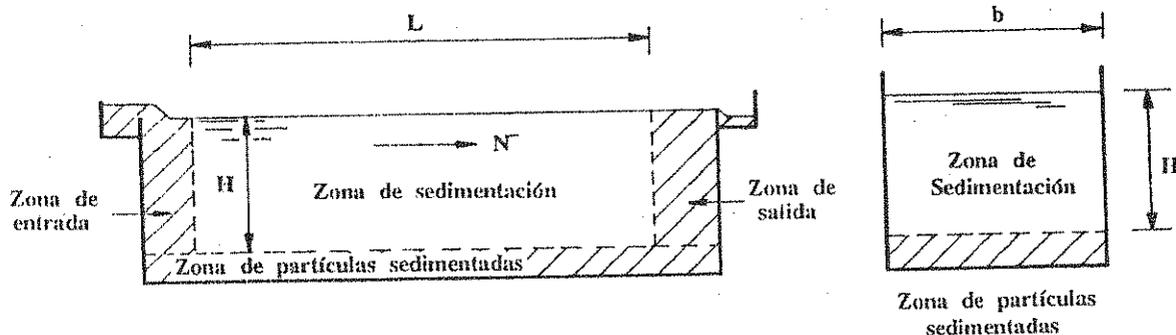


Figura 11.3.4

Tanque ideal de sedimentación según Hazen

El tanque ideal ha sido definido por Hazen como un sedimentador hipotético, en el cual la sedimentación tiene lugar en la misma forma que en un recipiente de igual profundidad, en el que el líquido se encuentra en reposo y en el que se cumplen las siguientes condiciones:

- a - El flujo es continuo y horizontal, con velocidad uniforme en toda la zona de sedimentación, lo que equivale a suponer que cada partícula permanece en esa zona durante un tiempo igual al período teórico de detención o permanencia (cociente entre el volumen de la zona de sedimentación y el caudal)
- b - Todas las partículas poseen el mismo diámetro y densidad, es decir, todas poseen una misma y única velocidad de sedimentación.

- c - Toda partícula que alcance la zona de partículas sedimentadas, queda retenida en la misma.
- d - Las partículas se comportan como discretas y aisladas en la zona de sedimentación.

Cualquier partícula aislada que ingrese a la zona de sedimentación, se moverá, en el seno del líquido, con una dirección y una velocidad v_p resultante de la suma vectorial de su propia velocidad de sedimentación (v_s según fue tratada en 11.3.1.1) y de la velocidad v_f del líquido que lo rodea (figura 11.3.5).

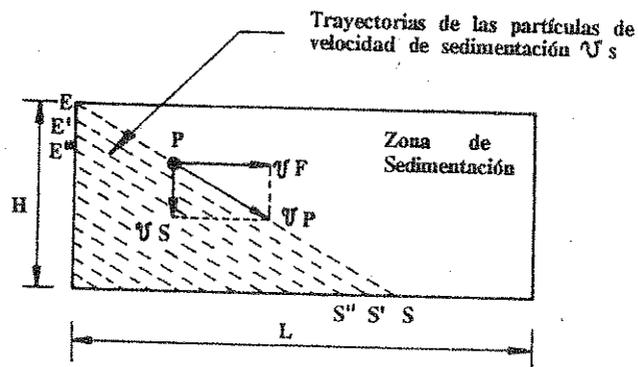


Figura 11.3.5

Trayectoria de las partícula de velocidad v_s en un flujo horizontal de velocidad v_f

En el tanque ideal rectangular, la trayectoria de la partícula que ingresó a la zona de sedimentación por el punto E (figura 11.3.5) será una línea recta (v_s y v_p son constantes) que la llevará a sedimentar en el punto S (quedará allí retenida, por la condición "c" del tanque ideal). En forma similar, la partícula que ingresó por E' sedimentará en S', la que ingresó por E'' lo hará en S'' y así sucesivamente.

En esta condición ideal, todas las partículas de igual velocidad de sedimentación v_s , seguirán trayectorias paralelas, como en la figura 11.3.4 y esas trayectorias serán similares en cualquier sección longitudinal de la zona de sedimentación.

En la figura 11.3.6 se observa la influencia de v_s y v_f en el proceso de sedimentación. Suponiendo que la suspensión posea partículas de distinta velocidad de sedimentación. En la parte superior se aprecia que, si se

mantiene constante la velocidad de flujo, como ocurre en un sedimentador real, se producirá una sedimentación selectiva según la v_s de cada tipo de partícula: las de mayor v_s sedimentarán en su totalidad (casos A y B) mientras que las de menor v_s pasarán en parte hacia la zona de salida, sin sedimentar (caso C). En la parte inferior de la figura 11.3.6 se observa que el proceso de sedimentación también puede ajustarse modificando v para conseguir que se retenga en el sedimentador a todas las partículas de v menor o igual a un dado valor y que si v_F se incrementa por arriba de un determinado valor, se producirá la fuga de partículas que no alcanzan a sedimentar (caso C).

El caso B de la figura 11.3.6, en ambas situaciones, representa el caso límite: la partícula que ingresa por el extremo superior E de la zona de entrada, sedimenta en el extremo inferior S, de la zona de salida, lo que equivale a decir que todas las partículas que ingresen por debajo de E, llegarán y quedarán retenidas en la zona de partículas sedimentadas. Esto significa que, para esa velocidad de flujo, el sedimentador ideal retendrá el 100% de las partículas con v_s igual o mayor que la del caso B. Ese valor de v_s se denomina "velocidad crítica de sedimentación" v_{sc} .

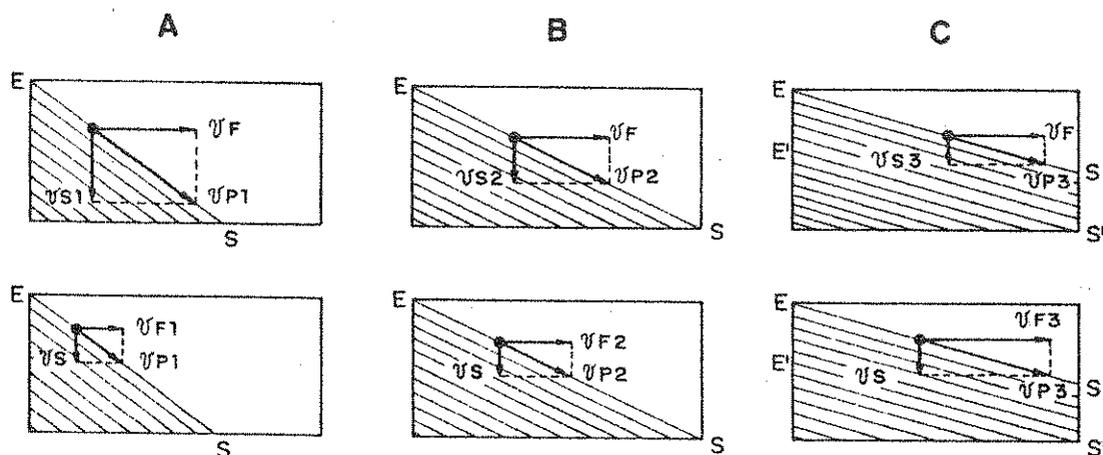


Figura 11.3.6

Influencias de V_S y V_F sobre la sedimentación

En la figura 11.3.7 se observa el concepto de esta velocidad crítica y como se la relaciona con el caudal de líquido a través del sedimentador y las dimensiones en planta de éste. En efecto, de la figura 11.3.7 surge la expresión desarrollada por A. Hazen:

$$T_s = \frac{Q}{B * L} = \frac{Q}{A_s} = v_{sc}$$

Donde:

T_s = tasa o carga superficial (m^3/m^2*s ; $m^3/m^2 h$; $m^3/m^2*día$)

v_{sc} = velocidad crítica de sedimentación (m/s ; m/h ; $m/día$) en adelante "Vo"

Q = caudal de líquido a través del sedimentador (m^3/s)

A_s = área superficial o en planta, de la zona de sedimentación del tanque de paredes verticales (m^2)

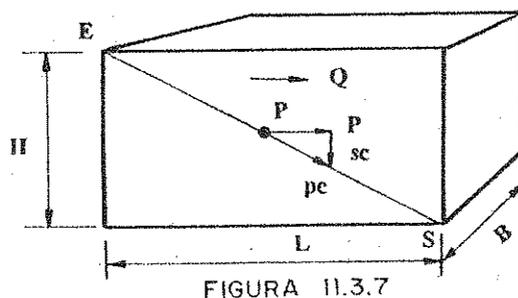


FIGURA 11.3.7

Figura 11.3.7

La "tasa superficial" T_s representa el caudal por unidad de área superficial de la zona de sedimentación y coincide con la velocidad crítica de sedimentación.

Esta expresión, a la que arribó Hazen en 1904, permite vincular la velocidad de sedimentación de la partícula que será retenida con un 100% de eficiencia, con el caudal del líquido y las dimensiones superficiales (en planta) del sedimentador.

De lo anterior, se extraen las siguientes conclusiones, para un tanque de sedimentación rectangular e ideal:

- a - Todo conjunto de partículas cuya velocidad de sedimentación sea igual o mayor que la tasa superficial, será retenido con una eficiencia del 100% en la zona de sedimentación.

b - Todo conjunto de partículas cuya velocidad de sedimentación v_s sea inferior que la tasa superficial, será retenido en forma parcial, con una eficiencia:

$$e \% = 100 * \frac{v_s}{T_s} = 100 * \frac{v_s}{v_o}$$

c - En un sedimentador ideal la velocidad de sedimentación de las partículas que son removidas con una eficiencia del 100% sólo depende del caudal del líquido y del área superficial de la zona de sedimentación. No depende de la profundidad de esa zona ni del tiempo de retención, es decir, no depende del volumen del tanque.

En el análisis de tanques sedimentadores de paredes inclinadas, el área superficial A_s a considerar, será el área horizontal media tomada sobre toda la profundidad de la zona de sedimentación.

B.- Fuerzas tractivas en el fondo del tanque

Una de las simplificaciones asumidas en el tanque ideal es la uniformidad de velocidades en toda la sección transversal del mismo. En el tanque real esto, naturalmente, no se cumple. La distribución real de velocidades es similar a la que se presenta en el escurrimiento de un fluido en un canal de sección rectangular (figura 11.3.8) y el régimen, en muchos casos, puede ser turbulento, salvo en la capa límite adyacente al fondo y a las paredes (si éstas son lo suficientemente lisas).

En esta delgada capa límite es donde se producen los mayores gradientes de velocidad en la dirección vertical, ya que ésta crece desde cero (en la superficie de contacto líquido-paredes) hasta valores cercanos a la velocidad media, en las zonas mas alejadas de las paredes.

En el caso de sedimentadores, el comportamiento de la capa límite en el fondo del tanque tiene gran influencia sobre los fenómenos de arrastre y de resuspensión de partículas ya sedimentadas.

En efecto, la superficie superior del volumen de partículas sedimentadas en el fondo del tanque, representa para el fluido que escurre, practicamente el "contorno" de dicho escurrimiento, algo así como un "falso fondo" del tanque.

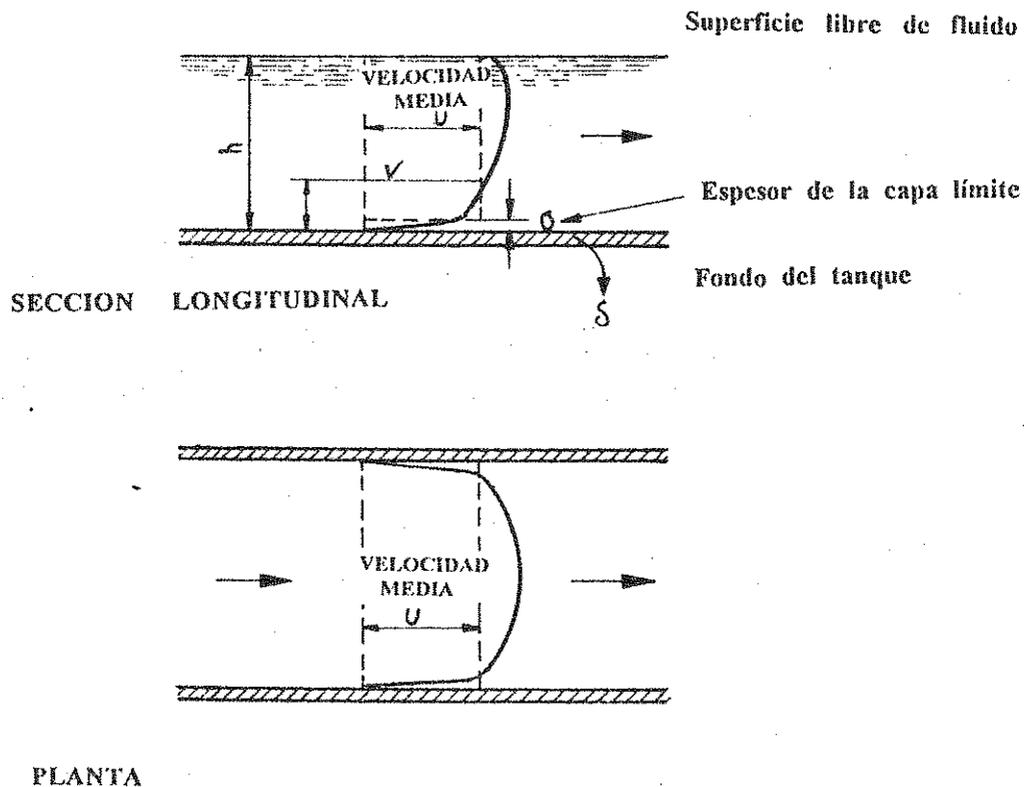


Figura 11.3.8

Distribución de velocidades en la zona de sedimentación del tanque rectangular con flujo horizontal

El movimiento del fluido real, de viscosidad no nula, que escurre horizontalmente, determina esfuerzos de fricción o fuerzas tractivas sobre este "falso fondo" integrado por partículas ya sedimentadas, fuerzas que pueden llegar a arrastrar a parte de éstas si las velocidades en la capa límite son lo suficientemente elevadas.

El investigador alemán A. Shields publicó, en 1936, los resultados de sus trabajos experimentales sobre la aplicación de las teorías de flujos turbulentos desarrolladas por Nikuradse, Prandtl y von Karman, al arrastre de partículas de un lecho de arena nivelado sometido a un flujo horizontal. Camp, posteriormente, aplicó esos resultados en sus estudios sobre sedimentadores, razón por lo cual la ecuación que define la velocidad de arrastre, es conocida como "expresión de Shields-Camp".

La expresión a la que originalmente arribó Shields es la siguiente:

$$\frac{T_c}{(\tau_p - \tau) * d} = f * \frac{d}{\delta} = \beta$$

O sea:

$$T_c = \beta * (\tau_p - \tau) * d$$

Fórmula conocida como "Expresión de Shields", en la cual:

T_c = fuerza de arrastre o tractiva crítica por unidad de superficie, requerida para producir el movimiento de partículas de diámetro d y peso específico (Kg/m^2).

d = diámetro de la partícula (m)

p = peso específico de las partículas (Kg/m^3)

τ = peso específico del fluido (Kg/m^3)

δ = espesor de la capa límite (m)

$f\left(\frac{D}{\delta}\right)$ = función de la relación D / δ que se mantiene prácticamente constante con el valor de β .

En la figura 11.3.9 se han graficado los valores de β obtenidos por Shields y otros, para diferentes materiales y condiciones de escurrimiento.

Los valores de β obtenidos para arenas de peso específico relativo 2,65, son de 0,04 para el comienzo del arrastre de arena limpia que conforme un lecho sedimentado liso y de 0,10 a 0,25 para la iniciación del arrastre de arena limpia en un lecho ondulado. El valor de β asciende a 0,80 para arenas adhesivas o pegajosas.

Por su parte, Camp, para el escurrimiento del fluido real en un canal o tanque rectangular abierto, partió de considerar que la fuerza de tracción o de arrastre será igual y opuesta a la fuerza resistente generada por las paredes. El módulo de esta fuerza vale, para un tramo de canal o tanque de longitud unitaria:

Valores experimentales de β en función de la relación entre el diámetro de la partícula y el espesor de la capa límite (datos recopilados por T. R. CAMP.)

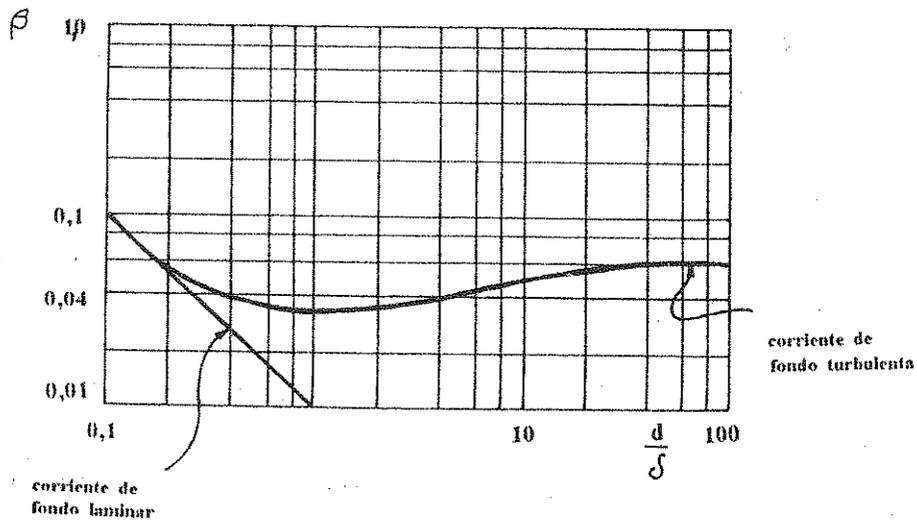


Figura 11.3.9

Valores experimentales de β en función de la relación entre el diámetro de la partícula y el espesor de la capa límite (datos recopilados por T.R CAMP)

$$T = \tau * R_h * hf \quad (\text{Kg} * \text{m}^2)$$

Donde:

τ = peso específico del fluido (Kg/m^3)

R_h = radio medio hidráulico o cociente entre el área de la sección de escurrimiento y el perímetro mojado (m).

hf = pérdida de carga en el tramo (m/m)

Considerando la expresión de Darcy-Weisbach para la pérdida de carga:

$$hf = \frac{f}{4 * R_H} * \frac{U^2}{2g}$$

y reemplazando, resulta que la fuerza de tracción vale:

$$T = \frac{f * \tau}{4} * \frac{U^2}{2 * g}$$

Donde:

f = coeficiente de fricción o frotamiento

U = velocidad media (m/s)

g = aceleración de la gravedad (m/s^2)

Cuando la velocidad media es tal que desarrolle una fuerza de tracción igual a la crítica de arrastre T_C definida por Shields, pueden igualarse las dos expresiones, obteniéndose:

$$T = \frac{f * \tau}{4} * \frac{U^2}{2 * g} = \beta * (\tau_p - \tau) * d$$

De donde, la velocidad media en el tanque que inicia el arrastre de partículas sedimentadas en el fondo, es:

$$U_C = \sqrt{\frac{8 * \beta}{f} * g * (s - 1) * d}$$

Fórmula conocida como "Expresión de Shields-Camp", en la cual:

U = velocidad media en el canal o tanque requerida para iniciar el movimiento de partículas de diámetro " d " (velocidad de arrastre).

β = coeficiente que depende del tipo de partícula

f = coeficiente de fricción o frotamiento

S = peso específico relativo de las partículas respecto del líquido (τ_p/τ)

g = aceleración de la gravedad (m/s^2)

La expresión de Camp - Shields indica que:

- La velocidad media requerida para iniciar el arrastre de fondo es independiente de las dimensiones del tanque sedimentador y de su profundidad.

- Esta velocidad media sólo depende del factor de fricción y del tamaño y peso específico relativo de las partículas.

11.3.1.3.- Efectos de la Turbulencia

Si la velocidad del fluido en el tanque sedimentador aumenta lo suficiente como para que el escurrimiento alcance el régimen turbulento, la velocidad de sedimentación de las partículas disminuye, respecto de la que presentan en régimen laminar.

Este retardo o demora en la sedimentación debido a la turbulencia que se agrega al analizado en 11.3.1.2.A, se origina en el proceso de mezcla que se desarrolla en un fluido como el descrito, durante el cual las partículas se ven sometidas a fuerzas en múltiples direcciones, entre las que se encuentran, naturalmente, fuerzas ascendentes que favorecen la suspensión.

La presencia de estas fuerzas en el seno del fluido, que tienden a impulsar a las partículas en múltiples direcciones, hace que la mezcla turbulenta no sólo demore la sedimentación (respecto de lo que ocurre con el fluido escurriendo en régimen laminar), sino que también colabore con el proceso de resuspensión de partículas ya sedimentadas en el fondo del tanque.

Esto hace que, durante el proceso, existan partículas que van sedimentando, mientras otras son levantadas del lecho, alcanzándose un equilibrio dinámico que se traduce en un gradiente de concentración distinto de cero, en la dirección vertical, con concentraciones volumétricas crecientes hacia el fondo del tanque.

El resultado global de todos estos procesos es un porcentaje real de retención de partículas inferior al teórico calculado para el tanque ideal, con velocidad de sedimentación crítica teórica " v_0 ".

Dado que el escurrimiento en tanques sedimentadores es habitualmente turbulento, es importante analizar la sedimentación en estas condiciones y la influencia de este régimen en el dimensionamiento del tanque real.

11.3.1.4.- Suspensiones de Partículas con Diferentes Velocidades de Sedimentación

En el proceso de sedimentación real de partículas discretas, además del efecto de la turbulencia, nos encontramos con suspensiones de partículas de diferentes tamaños y/o densidad, es decir, con conjuntos de partículas de diferentes velocidades de sedimentación.

Los resultados de Hazen son aplicables a un único tipo de partícula por vez, lo que impide determinar, por ejemplo, cual es el volumen total de partículas retenido por el sedimentador dado que en base al cociente v_s/v_0 es

posible determinar la fracción retenida de un único tipo de partículas.

Camp amplió este concepto introduciendo la función $F(v_s)$ de distribución de velocidades de sedimentación del conjunto de partículas que integran una suspensión y calculando la fracción retenida de todo ese conjunto. Los trabajos de Camp en ese sentido, fueron aplicados al modelo de tanque ideal de Hazen, asumiendo que en el plano transversal vertical de ingreso al sedimentador existe la misma concentración de partículas, de cada tamaño (situación que se acerca bastante a la real, medida bajo flujo turbulento).

El estudio de la sedimentación, introduciendo las situaciones de flujos turbulentos y de distribución de velocidades de sedimentación, permitió acercarse al proceso real obteniéndose resultados experimentales más consistentes con los teóricos, que los obtenidos del primer modelo de Hazen.

Dada la importancia de ambos temas, se analizarán a continuación los modelos básicos de sedimentación que se desarrollaron tomando en cuenta estos conceptos.

11.3.1.5.- Modelo de Hazen para Flujo Turbulento y Partículas de Velocidad de Sedimentación Unica

Quando Hazen investigó el proceso de sedimentación de partículas discretas en 1904, no se conocían aún los conceptos modernos relativos a escurrimientos en régimen turbulento desarrollados por von Karman (1921), Prandtl (1925) y Nikuradse (1930). El primer modelo de tanque sedimentador planteado por Hazen es un modelo ideal donde se asume que el escurrimiento es laminar y las partículas se mueven con trayectorias dependientes exclusivamente de las velocidades horizontal del flujo y vertical de sedimentación de las primeras.

Naturalmente, la influencia del escurrimiento turbulento y de la concentración de partículas, más otros factores de diseño (volúmenes muertos, inadecuados sistemas de salida, etc.) hacían que no se cumplieran las previsiones de 100% de remoción de las partículas que sedimentaban con velocidad igual o superior a la crítica " v_o " (medida o calculada para líquido en reposo).

Esta discrepancia llevó a Hazen, luego de plantear su modelo de tanque ideal, a plantear un modelo de sedimentación en régimen turbulento para partículas de una misma y única velocidad de sedimentación, imaginando un número " n " de celdas sedimentadoras idénticas, de la misma profundidad que el tanque real, con mezcla completa en cada una y conectadas en serie. Cuando mayor fuera " n " mayor cantidad de unidades de sedimentación estarían operando en

serie y mayor sería al porcentaje "r" de partículas de velocidad de asentamiento "vs" que quedarían retenidas en ese conjunto, siendo la retención "r".

$$r = \frac{C_1 - C_2}{C_1}$$

$$r \approx \frac{\text{Volumen retenido de partículas de velocidad } v_s}{\text{Volumen ingresado de partículas de velocidad } v_s}$$

Donde:

r = fracción de sólidos de velocidad de asentamiento "vs" retenida en el sedimentador.

C₁ = concentración volumétrica de sólidos de velocidad de asentamiento "vs" en la entrada del sedimentador.

C₂ = idem, en la salida.

La retención de partículas en el modelo de tanque ideal de Hazen (sedimentación en régimen laminar con velocidad vertical igual a la de sedimentación en fluido quieto) está dada por la siguiente función discontinua:

$$r_q = \frac{v_s}{v_o} \quad \text{para} \quad \frac{v_s}{v_o} < 1$$

$$r_q = 1 \quad \text{para} \quad \frac{v_s}{v_o} > 1$$

Siendo:

r_q = fracción de partículas de velocidad de sedimentación "vs" retenidas en el tanque ideal.

v_o = carga superficial de tratamiento (Q/A)

La retención, en el modelo para régimen turbulento, fue expresada por Hazen en la siguiente forma:

$$r_t = 1 - \frac{1}{\left(1 + \frac{v_s/v_o}{n}\right)^n}$$

Donde:

r_t = fracción de partículas de velocidad " v_s " retenidas en el conjunto de " n " tanques en serie.

v_o = carga superficial de tratamiento del conjunto (Q/A_o) donde $A_o = n * A_{oi}$

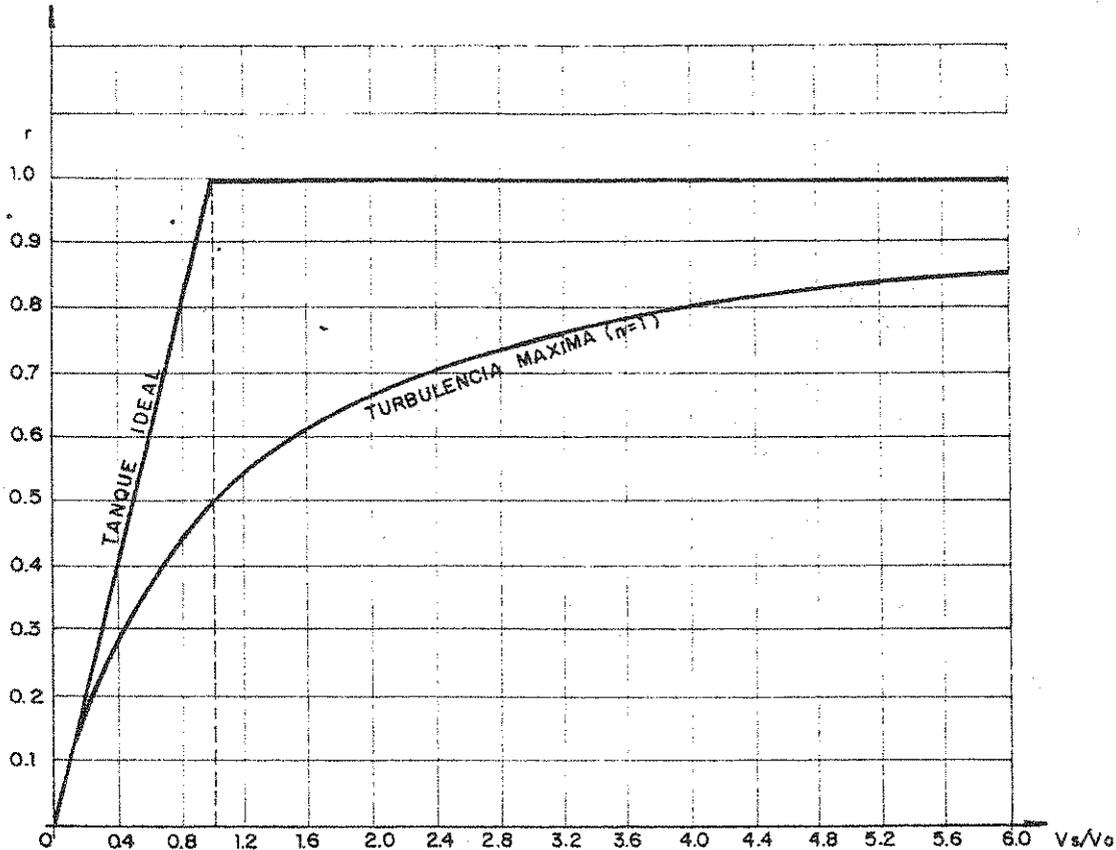


Figura 11.3.10

Fracción de partícula retenidas según los dos modelos de Hazen

En base a las dos expresiones anteriores, pueden trazarse las curvas de la figura 11.3.10, que limitarían la zona de funcionamiento real de los sedimentadores de partículas discretas de un mismo tipo, según la concepción de Hazen. Es importante tener presente que el modelo es válido para la sedimentación de partículas de una misma y única velocidad de asentamiento. La retención " r " representa la fracción removida de un sólo tipo de partículas: las de velocidad de asentamiento " v_s " y no la retención total de sólidos que se produce en el sedimentador.

Esto significa que el modelo de única velocidad no puede alimentarse con los datos de ensayos de sedimentación que arrojan una curva de distribución de velocidades correspondientes a las distintas partículas que posee en suspensión el fluido.

La aplicación de los modelos de única velocidad, requiere fijar una "velocidad de corte" o "velocidad crítica de sedimentación" y determinar la retención de partículas de esa velocidad (partículas críticas), sabiendo que todas las partículas de mayor peso específico o diámetro, sufrirán retenciones mayores que la crítica.

Volviendo a la expresión analítica del modelo de Hazen, en ella, cuando "n" tiende a infinito, se obtiene:

$$r_t = (1 - e)^{-v_s/v_o} \quad (\text{para } n = \infty)$$

Que expresa la retención del mejor sedimentador que puede lograrse, según el modelo de Hazen, para flujo turbulento.

El comportamiento de ambos modelos se representa graficamente como las conocidas "Curvas de Comportamiento de Sedimentadores" (figura 11.3.11).

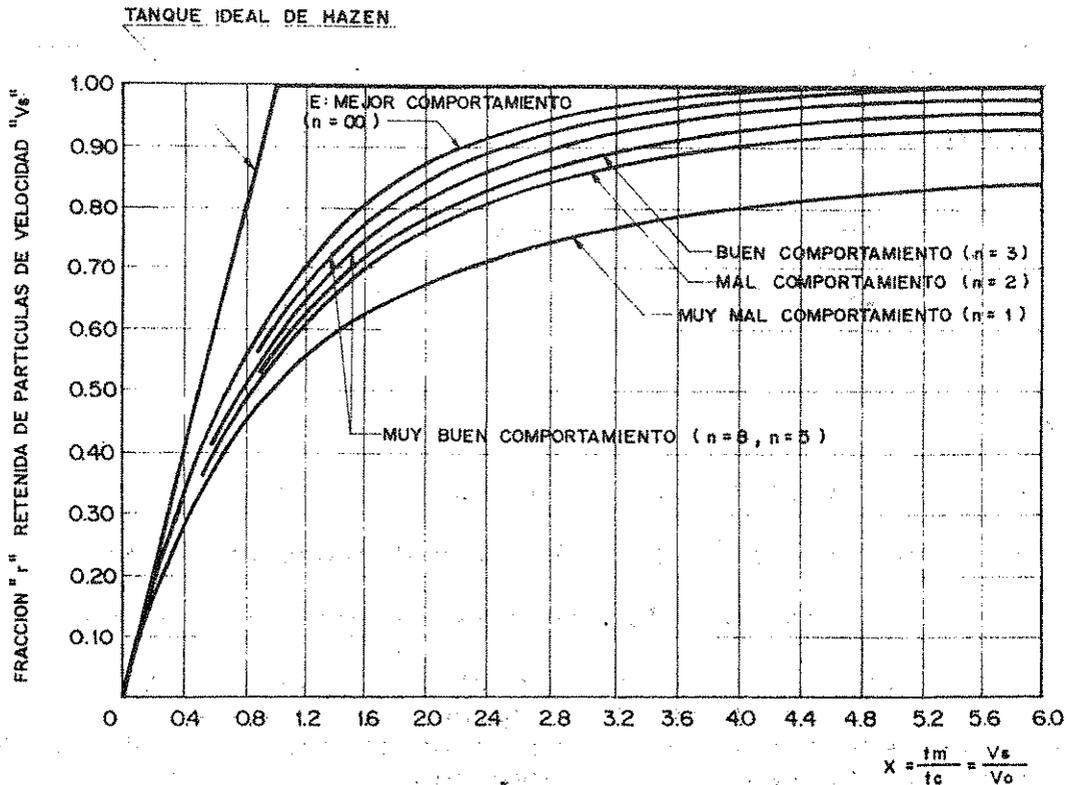


Figura 11.3.11

Curvas de comportamiento de sedimentadores (según Hazen)

$$v_o = X * v_s = \frac{Q}{A_o}$$

El valor "vo" representa, entonces, la carga superficial necesaria en el sedimentador real para retener la fracción "r" de partículas que sedimentan con velocidad "vs" en el líquido quieto.

Dado que en el tanque ideal de Hanzen la carga superficial coincide con la velocidad de sedimentación de la partícula crítica en líquido quieto, puede imaginarse al sedimentador real como un tanque ideal de carga superficial $Q/A_o = v_o$ en el que la partícula crítica (la que sufre una retención del 100 %) posee una velocidad de sedimentación demorada $v_{sc}' = v_o$ y que vale:

$$v_{sc}' = v_o = \frac{v_s}{X}$$

Ambos conceptos (carga superficial v_o o velocidad crítica v_{sc}') son equivalentes y pueden utilizarse para obtener valores de diseño a partir de la velocidad de sedimentación "vs" de la partícula cuya fracción "r" se desea retener en el tanque.

Estas curvas representan uno de los métodos más antiguos y utilizados para corregir la carga superficial o la velocidad teórica crítica de sedimentación (medida o calculada para fluido en reposo) por efectos de la turbulencia y de las restantes condiciones reales de funcionamiento. Más adelante se analiza su validez.

11.3.1.6.- Modelo de Dobbins-Camp para Flujo Turbulento y Partículas de Velocidad de Sedimentación Única

En la sedimentación en líquido quieto de un conjunto de partículas discretas, se observa una estratificación de la concentración, definiéndose un gradiente que determina una mayor concentración de partículas a medida que aumenta la profundidad. El líquido se clarifica, entonces, más rápidamente en su parte superior que en la inferior. La concentración de sólidos va disminuyendo en todo el volumen (por la sedimentación) pero se mantiene durante todo el proceso la estratificación: la concentración aumenta de arriba hacia abajo.

Este comportamiento, en líquido quieto, no se repite en los tanques sedimentadores, donde el intento de medir los gradientes de concentración en planos verticales transversales arrojaron concentraciones prácticamente uniformes, debidas a la acción de mezcla de la turbulencia

(salvo cuando se producía resuspensión de partículas del fondo).

El concepto de mezcla por turbulencia en tanques sedimentadores, con concentración de partículas uniforme en todo el plano transversal al flujo, fue verificado experimentalmente por varios autores (Rouse, 1938; Vanoni, 1940; Dobbins, 1941) y tratado analíticamente por Dobbins (1941 y 1944) en base a los conceptos modernos sobre el tema.

Este autor desarrolló un modelo de sedimentación válido para partículas discretas de una misma y única velocidad de sedimentación, que en el plano de ingreso al tanque presentan concentración uniforme, en un fluido con condiciones isotrópicas de turbulencia y sin resuspensión de las partículas depositadas en el fondo.

Esta última condición es de suma importancia, pues la resuspensión (producida por velocidades horizontales superiores a la crítica de arrastre) produce estratificación de la concentración en el plano vertical, a través del equilibrio dinámico entre el volumen de partículas resuspendidas y las que retornan al fondo, invalidándose el supuesto básico del modelo (concentración constante).

El comportamiento del modelo fue sintetizado por Dobbins por la siguiente expresión:

$$\frac{C}{C_0} = 4 * Pe * e^{Pe(1-y/h)} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\alpha n^2 * H_n * Y_n * e^{-j\theta}}{(Pe^2 + \alpha n^2 + 2Pe) * (Pe^2 + \alpha n^2)^2}$$

Donde:

C_0 = concentración volumétrica inicial de la partícula a remover

C = concentración volumétrica final de la partícula a remover

$$Pe = \frac{v_s * H}{2 * \epsilon}$$

Donde:

ϵ = coeficiente de mezcla por turbulencia

Y = altura desde el fondo, donde existe la concentración C

H = tirante líquido de la zona de sedimentación

v_s = velocidad de sedimentación, en líquido quieto, de la partícula a remover

θ = v_s/v_0 = carga superficial relativa

$$j = \frac{(Pe + \alpha n^2)}{2 * Pe}$$

$$H_n = \cos \alpha n + \frac{Pe}{\alpha n} \sin \alpha n$$

$$Y_n = \cos (\alpha n * y/h) + \frac{Pe}{\alpha n} \sin (\alpha n * y/h)$$

Donde:

αn = sucesivas raíces de la ecuación trascendental definida por:

$$2 \cot \alpha n = \alpha n / Pe - Pe / \alpha n$$

Partiendo de la ecuación de Dobbins, Camp expresó la fracción de partículas removida en el sedimentador, como la diferencia entre la concentración relativa inicial ($C_0/C_0 = 1$) y la concentración relativa final promedio:

$$r = \frac{C_0}{C_0} - \int_0^1 \frac{C}{C_0} d(y/h) = 1 - \int_0^1 \frac{C}{C_0} d(y/h)$$

Resolviendo la integral, se obtiene:

$$r = 1 - 8 * Pe^2 * e^{Pe} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\alpha n^2 * H_n * e^{-\alpha n^2}}{(Pe^2 + \alpha n^2 + 2 Pe) * (Pe^2 + \alpha n^2)^2}$$

La ecuación anterior expresa la fracción "r" de partículas discretas de velocidad de sedimentación "vs" removidas en un tanque con carga superficial "vo", en condiciones isotrópicas de turbulencia, con concentración volumétrica de partículas uniforme en toda la sección de entrada y sin arrastre de material del fondo (resuspensión).

Camp planteó la solución de la ecuación en forma gráfica, representando a la retención "r" en función de $Pe = vs * H/2e$ con la carga superficial relativa vs/vo como parámetro de la familia de curvas, obteniendo el gráfico que se observa en la figura 11.3.12.

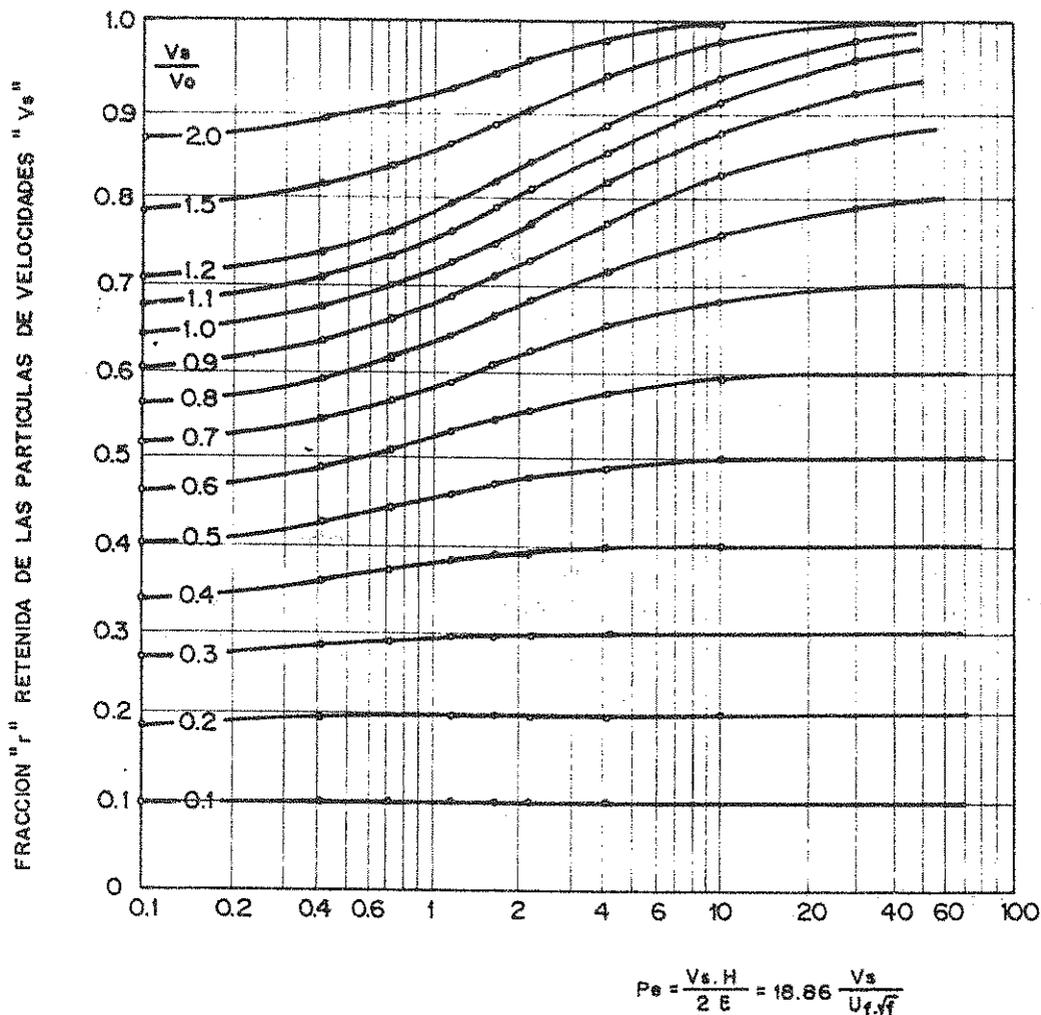


Figura 11.3.12

Gráfico de Camp para determinar la velocidad de sedimentación en régimen turbulento. Las concentraciones volumétricas se refieren a las de las partículas de diámetro y peso específico igual o mayor que las que se desea retener.

La utilización directa del gráfico tropieza con la dificultad de la determinación del coeficiente de mezcla "ε" por lo que Camp recomienda asumir una distribución parabólica de velocidades horizontales entre la superficie libre y el fondo del tanque, pues la misma arroja un valor constante de "ε", que vale:

$$\epsilon = 0,075 * H * (T/\rho)^{1/2}$$

Donde:

ρ = masa específica del fluido

T = valor medio de la tensión de corte o tensión tangencial en el seno del fluido.

H = tirante líquido en el tanque sedimentador

Si esa tensión T es la que transmite la energía de turbulencia a las partículas, sería razonable suponer que, para mantenerlas en suspensión, debería ser por lo menos igual a la fuerza por unidad de superficie necesaria para resuspender las partículas del fondo, dada por la expresión de Shields-Camp:

$$T = \frac{f * \tau * U_F^2}{8 * g} = \frac{f * \rho * U_F^2}{8}$$

Luego podemos escribir:

$$\epsilon = 0,075 * H * \sqrt{(T/\rho)} = 0,075 * H * U_F * \sqrt{(f/8)}$$

y reemplazando valores, obtenemos:

$$Pe = \frac{Vs * H}{2 * \epsilon} = \frac{vs * H}{2 * 0,075 * H * U_F * \sqrt{(f/8)}} = 18,86 * \frac{vs}{U_F * \sqrt{f}}$$

Donde el factor de fricción "f" puede determinarse por el diagrama universal de Rouse con las condiciones de escurrimiento en el tanque sedimentador.

En la figura 11.3.13 se observa otra forma de representar la retención del modelo de Dobbins-Camp expuesta por Córdoba Molina, Hudgins y Silveston (Canadá, 1978) donde se aprecia la similitud con las curvas de comportamiento de Hazen, de la figura 11.3.10.

El uso del gráfico de la figura 11.3.12. es similar al de la figura 11.3.11: con la retención "r" y el valor "Pe" se determina la carga superficial relativa vs/vo, que permite obtener la carga superficial de diseño vo = Q/Ao, o lo que es lo mismo, corregir la velocidad de sedimentación "vs" por turbulencia.

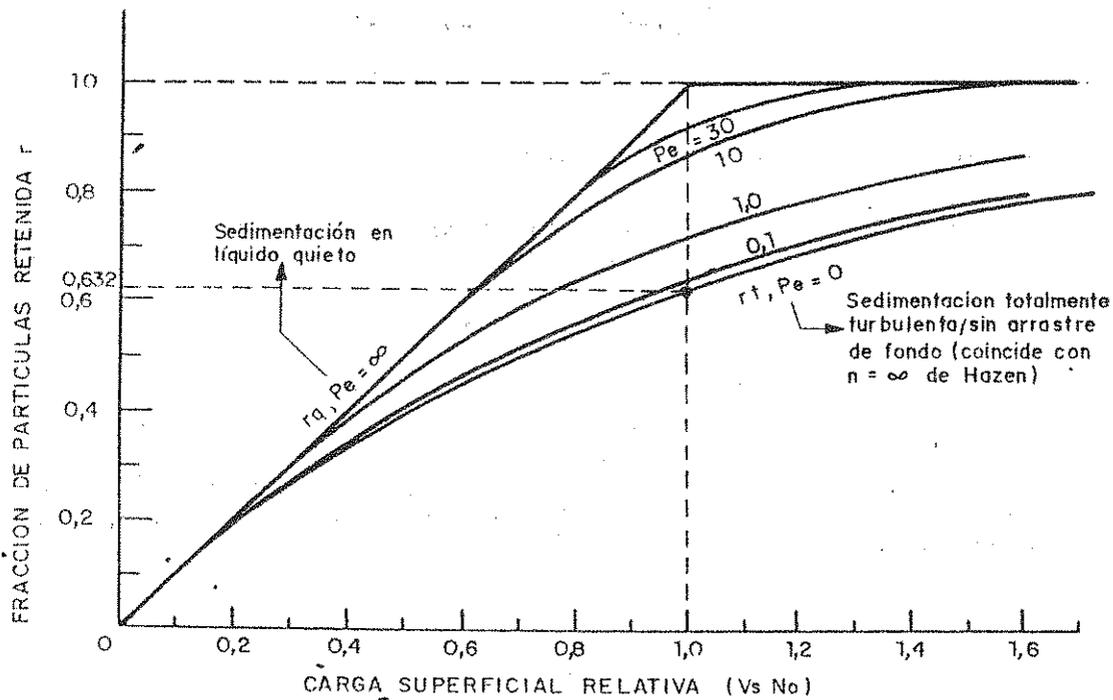


Figura 11.3.13

Retención de partículas según el modelo de Dobbins-Camp. Obsérvese la similitud con las curvas de comportamiento de Hazen

Para el límite de turbulencia tendiendo a cero (coeficiente de mezcla $\epsilon = 0$), resulta:

$$\epsilon \longrightarrow 0$$

$$Pe = \frac{vs * H}{2 * \epsilon} = \longrightarrow \infty$$

$$r \longrightarrow rq = \theta \text{ para } \theta < 1 \quad \text{y} \quad rq = 1 \text{ para } \theta > 1$$

Es decir, coincide con la retención de partículas en el tanque ideal de Hazen, mientras que para turbulencia infinita:

$$\epsilon \longrightarrow \infty$$

$$Pe \longrightarrow 0$$

$$r \longrightarrow rt = 1 - e^{-\theta} = 1 - e^{-vs/v_0}$$

Que coincide con el modelo de Hazen para turbulencia y mejor comportamiento ($n = \infty$) según se analizó en el punto anterior.

11.3.1.7.- Modelos para Conjuntos de Partículas Discretas con Diferentes Velocidades de Sedimentación

Los modelos analizados precedentemente son de única velocidad de sedimentación (single settling velocity models) y por lo tanto, expresan la retención "r" de un solo tipo de partícula: la que posee la velocidad de sedimentación "vs" utilizada para calcular ese valor de "r".

La determinación del volumen de sólidos retenidos en un sedimentador debe involucrar, necesariamente, el proceso de decantación de todas las partículas que ingresan al mismo. Dado su diferente densidad y diámetro, el conjunto de partículas determina una función de distribución de velocidades de sedimentación, que es característica de la suspensión bajo estudio.

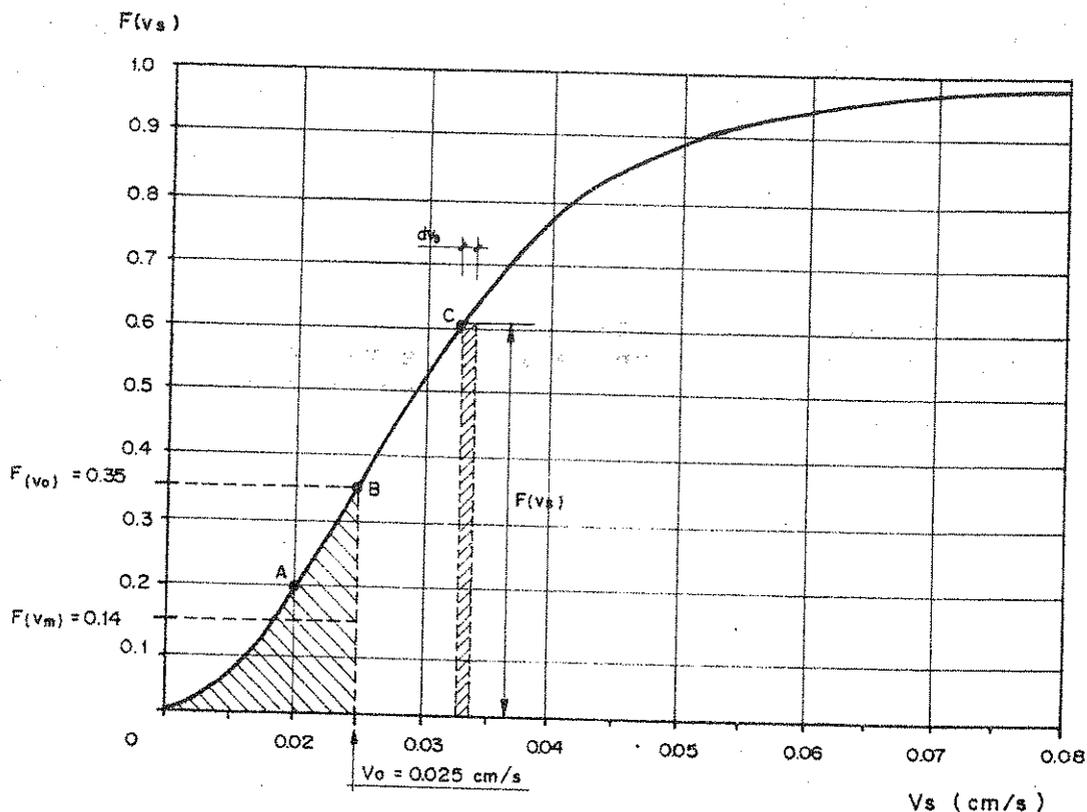


Figura 11.3.14

Curva de distribución de velocidades obtenida por ensayo de sedimentación en líquido en reposo

La figura 11.3.14 muestra la función de distribución de velocidades de sedimentación de las partículas de una suspensión determinada obtenida por ensayo. Para cada punto de la curva las ordenadas representan la fracción "F(vs)" del total de partículas, que posee la velocidad "vs" dada en abcisas. Por ejemplo, el punto A indica que el 20% de las partículas de la suspensión (F(vs) = 0,2) poseen velocidad de sedimentación de 0,02 cm/s.

Camp (1946) analizó la sedimentación en el tanque ideal de Hazen en base a la función de distribución F(vs), asumiendo las mismas hipótesis que este investigador (el movimiento vertical de las partículas es idéntico al que ocurre en líquido en reposo) y aceptando que la concentración de las partículas en suspensión, en cualquier plano vertical transversal al flujo se distribuirá de acuerdo con los valores de F(vs) y que dicha concentración, para cada "vs", es uniforme en todo el plano.

Suponiendo que la suspensión analizada en la figura 11.3.14. se procesa en un sedimentador de carga superficial $v_o = 0,025$ cm/s, en la curva se obtiene el punto B que define una fracción $F(v_o) = 0,35$, lo que equivale a decir que el 35 % de las partículas de la suspensión tienen velocidades de sedimentación menores que 0,025 cm/s y no serán totalmente retenidas. En cambio, sí lo será toda la fracción restante (65 %) que posee velocidades de sedimentación mayores que $v_o = 0,025$ cm/s. De acuerdo con esto, la fracción de sólidos retenidos por poseen $v_s \geq v_o$ puede expresarse por:

$$r_o = 1 - F(v_o) = 1 - 0,35 = 0,65$$

Pero además de estas partículas, también quedará en el sedimentador una fracción de las que tienen $v_s < v_o$. Esa fracción, según 11.3.1.2.B, será proporcional a v_s/v_o y para cada "vs" tendrá un valor:

$$dr_v = \frac{v_s}{v_o} dF(v_s)$$

O sea :

$$r_v = \frac{1}{v_o} \int_0^{F(v_o)} v_s dF(v_s)$$

De donde la fracción total de sólidos retenidos, según el modelo de Hazen-Camp, resulta:

$$R_q = r_o + r_v = 1 - F(v_o) + \frac{1}{v_o} \int_0^{F(v_o)} \frac{F(v_o)}{v_s} dF(v_s)$$

El subíndice "q" significa que se trata de una retención de sólidos obtenida en base al modelo de tanque ideal de Hazen, es decir, con partículas que se mueven verticalmente como si estuvieran en agua quieta (quiescent settling).

La integral puede expresarse como:

$$\int_0^{F(v_o)} \frac{F(v_o)}{v_s} dF(v_s) = v_o * F(v_o) - \int_0^{v_o} F(v_s) dv_s$$

Reemplazando, resulta:

$$R_q = 1 - \frac{1}{v_o} \int_0^{v_o} F(v_s) dv_s = 1 - F(m)$$

Donde $F(m)$ es el valor medio de $F(v_s)$ entre $0 \leq v_s \leq v_o$ equivalente al área rayada (dada por la integral) dividida "v_o". El valor estimado gráficamente resulta $F(m) = 0,14$, lo que significa que los sólidos retenidos serán:

$$R_q = 1 - F(m) = 1 - 0,14 = 0,86$$

Es decir que, según el modelo de Hazen-Camp, el sedimentador retendrá el 86% de los sólidos que ingresan al mismo.

Según el modelo de Hazen adaptado por Camp para suspensiones con partículas con una dada distribución de velocidades de sedimentación, la retención de sólidos en el sedimentador solo depende de la carga superficial "v_o" y de la forma de la función $F(v_s)$ de distribución de velocidades, característica de la suspensión. Este modelo resulta entonces una ampliación o generalización del modelo original de Hazen, definido para partículas de una única velocidad.

Con más de 30 años de intervalo con los trabajos de Camp, en 1978, Córdoba Molina (Universidad de Waterloo, Ontario, Canadá) estudió el proceso de sedimentación con distribución de velocidades "v_s", en régimen turbulento, partiendo del modelo de decaimiento exponencial de Dobbins para partícula única que, definido en el punto anterior para turbulencia infinita, puede expresarse por:

$$rt = 1 - e^{-vs/v_0}$$

Considerando que la retención "rt" corresponde a una única partícula, representada por el punto C de la figura 11.3.14, incrementando el intervalo de velocidad en dv_s , el volumen de partículas con velocidad comprendida entre vs y $vs + dv_s$ será el área $F(vs) dv_s$, de las cuales solo la fracción "rt" es retenida, por lo que la retención de sólidos con ese intervalo de velocidades será:

$$dR_t = rt * F(vs) dv_s$$

Integrando sobre todo el intervalo de la función de distribución, se obtendrá la fracción total de sólidos removidos (el subíndice "t" indica "turbulencia plena"):

$$R_t = \int_0^{\infty} rt * F(vs) dv_s$$

y reemplazando por la expresión de decaimiento exponencial de "rt":

$$R_t = \int_0^{\infty} (1 - e^{-vs/v_0}) * F(vs) dv_s = 1 - \int_0^{\infty} e^{-vs/v_0} * F(vs) dv_s$$

Matemáticamente esta expresión es la transformada de Laplace de la función $F(vs)$ haciendo $S = 1 / v_0$ y su integración, si bien no ofrece grandes dificultades, no facilita el uso de este modelo por el proyectista.

Sin embargo, resulta interesante comparar el valor de R_t de Córdoba Molina (turbulencia plena) con el R_q obtenido para el modelo de Hazen-Camp (tanque ideal).

La retención R_q , siguiendo el criterio de Córdoba Molina, se puede expresar como:

$$R_q = \int_0^{\infty} r_q * F(vs) dv_s$$

como la retención r_q del modelo de Hazen-Camp es mayor que la r_t del modelo de Dobbins-Córdoba Molina, tendremos que, para una misma suspensión o sea igual $F(vs)$:

$$R_q = \int_0^{\infty} r_q * F(vs) dv_s > R_t = \int_0^{\infty} r_t * F(vs) dv_s$$

Es decir, el valor de retención de sólidos obtenido utilizando el modelo de Hazen-Camp (tanque ideal) es mayor que el resultante del modelo Dobbins-Córdoba Molina (turbulencia plena).

Esto parece lógico y ha sido verificado experimentalmente por Córdoba Molina, habiendo comprobado que R_q y R_t pueden asumirse como límites máximo y mínimo de la remoción de partículas discretas con una dada distribución de velocidades de sedimentación y que es razonable esperar que la mayoría de los valores reales se encuentren comprendidos entre ambos.

Dichas investigaciones demuestran además, que con reducidas cargas superficiales la remoción real de sólidos se acerca más a la R_q prevista por el modelo de Hazen-Camp, mientras que para cargas superficiales mayores, donde el efecto de la turbulencia se incrementa, la remoción real se acerca más a la R_t prevista por el modelo de la Universidad de Waterloo (Córdoba Molina).

En la figura 11.3.15 se resumen los resultados de las experiencias realizadas por este investigador en la universidad mencionada, con suspensiones de tierras de diatomeas. Se observa en dicha figura la función de distribución de velocidades de la suspensión medida por ensayos de sedimentación y los valores experimentales de la retención de sólidos "R" comparada con los valores de R_q y R_t obtenidos en base a las expresiones teóricas descriptas en este mismo punto, para la misma función de distribución de velocidades de sedimentación.

Desde el punto de vista del proyectista, un desarenador diseñado para una dada retención de sólidos R, será más grande si se lo diseña en base al modelo de Dobbins-Córdoba Molina que si se utiliza para el proyecto el modelo de Hazen-Camp. El primero estará sobredimensionado respecto del proceso real, mientras que el segundo se encontrará subdimensionado, funcionando con una retención de sólidos inferior a la prevista en el diseño.

Esto ratifica la conveniencia de la práctica habitual de afectar con un coeficiente de seguridad a los resultados del modelo de Hazen-Camp, reduciendo la carga superficial de diseño a valores inferiores que la teórica, a la vez que indicaría que, proyectando con el modelo de la Universidad de Waterloo, se estaría a cubierto por exceso, sin necesidad de utilizar coeficientes de seguridad.

- Resultados teórico-experimentales aplicables al diseño de desarenadores

A los efectos de contar con un panorama global del estado de la teoría y la experimentación relativa a sedimentación de partículas discretas, es conveniente

efectuar un breve resumen de los modelos propuestos por los distintos autores:

Modelos de Hazen (1904):

Introduce el concepto de tanque ideal. Tratamiento no riguroso del efecto de la turbulencia. La velocidad vertical de la partícula es idéntica a la del ensayo de sedimentación en agua quieta. Aplica por primera vez el concepto de carga superficial. Fue desarrollado para suspensiones con un único tipo de partículas (velocidad de sedimentación única), por lo que no permite determinar la fracción total de sólidos retenidos.

Modelo de Hazen-Camp (1946):

Amplía el modelo anterior para el caso de suspensiones de conjuntos de partículas de diferentes velocidades de sedimentación. Permite determinar la fracción total de sólidos retenidos en un tanque ideal (se requiere un análisis previo de sedimentación).

Modelo de Dobbins-Camp (1946):

Introduce el concepto de velocidad de sedimentación demorada por turbulencia equivalente a la reducción de la carga superficial. Basado en la moderna teoría de flujos turbulentos. Fue desarrollado para suspensiones con un único tipo de partículas por lo que no permite determinar la fracción total de sólidos retenidos.

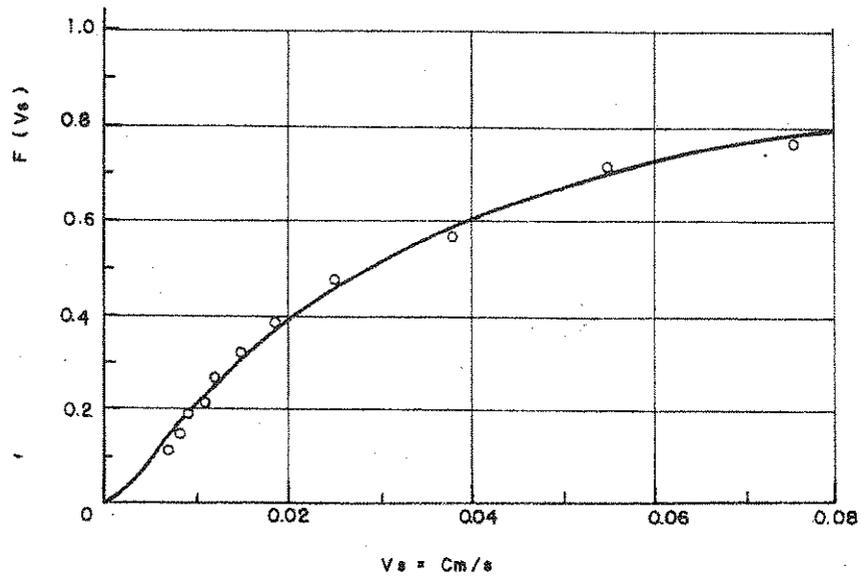
Modelo de Dobbins-Córdoba Molina (1978):

Aplica la función de distribución de velocidades en una suspensión al modelo de Dobbins de mezcla turbulenta. Permite determinar la fracción total de sólidos retenidos (requiere un análisis previo de sedimentación).

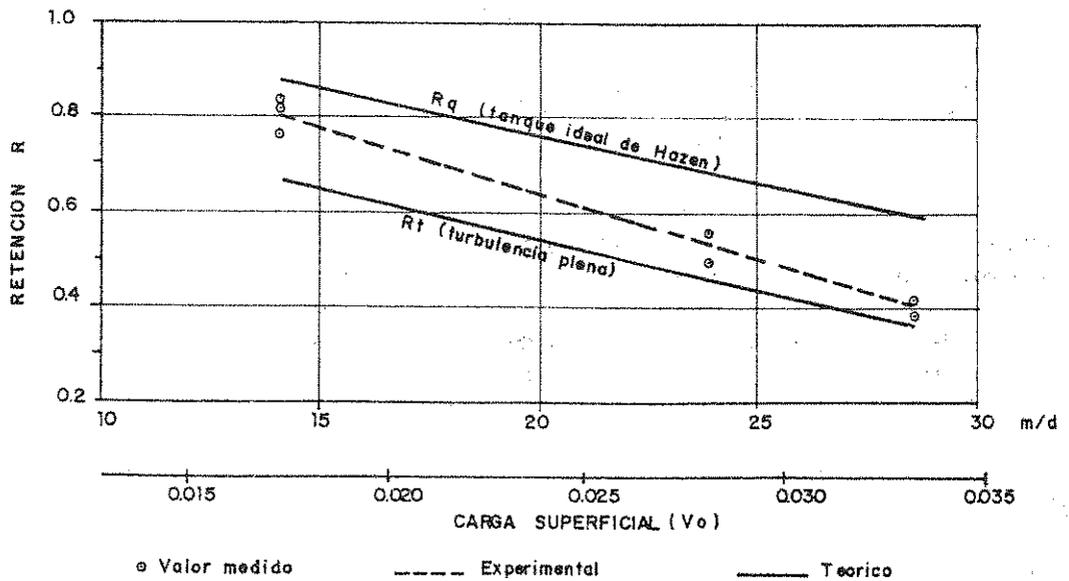
Si bien todos los modelos aportan importantes conceptos que ayudan a comprender los complicados mecanismos asociados con la sedimentación de conjuntos de partículas discretas en condiciones reales, no es menos cierto que la mayoría de ellos presentan serias dificultades matemáticas para el uso práctico del proyectista.

El modelo de tanque ideal de Hazen (flujo no turbulento) a pesar de su antigüedad, continúa siendo un excelente punto de partida para analizar el funcionamiento del sedimentador real y por los supuestos en que se basa, representa el modelo más optimista, cuyos resultados deben ser corregidos por adecuados factores de seguridad para

obtener la carga superficial de diseño y las dimensiones del tanque real.



FUNCION DE DISTRIBUCION DE VELOCIDADES MEDIDA POR ENSAYOS DE SEDIMENTACION PARA TIERRAS DE DIATOMEAS POR CORDOBA MOLINA (1978)



RESULTADOS EXPERIMENTALES COMPARADOS CON LAS PREDICCIONES TEORICAS SEGUN LOS MODELOS DE HAZEN-CAMP Y DOBBIN-CORDOBA MOLINA (sin arrastre de fondo)

Figura 11.3.15

Comparación entre resultados experimentales y teóricos

El modelo de Hazen para flujo turbulento (curvas de comportamiento, en función del parámetro "n") parecería ser excesivamente pesimista, a la luz de estudios posteriores, ya que la condición $n = \infty$ de este autor (el mejor comportamiento) corresponde en realidad a la condición de plena turbulencia de los modelos más modernos, por lo que las restantes curvas de Hazen ($n < \infty$) estarían definiendo valores exagerados de v_s/v_o (desarenadores excesivamente grandes). Por otra parte, ninguno de los dos modelos permite determinar la fracción total de sólidos retenidos (se aplican a suspensiones con un solo tipo de partícula).

El modelo de Hazen-Camp merece las mismas consideraciones que el anterior, con la salvedad que permite determinar la fracción total de sólidos retenidos, siempre que se cuente con un análisis de sedimentación que defina la función de distribución de velocidades de asentamiento.

El modelo de Dobbins-Camp mejora considerablemente a los anteriores, al aplicar a la sedimentación los conceptos derivados de la teoría moderna y de la experimentación con flujos turbulentos, estableciendo un método racional para definir la carga superficial de diseño. Lamentablemente, su complejidad matemática requiere ciertas simplificaciones para facilitar su uso por los proyectistas (por ejemplo, asumir una distribución vertical parabólica de velocidades horizontales, con flujo turbulento) que reduce la precisión del modelo. Sin embargo, los resultados de su aplicación caen dentro de la zona de funcionamiento verificada experimentalmente por Córdoba Molina (ver figura 11.3.15) a diferencia del modelo de Hazen para flujo turbulento, por lo que resulta razonable aplicarlo en el diseño de desarenadores. Este modelo tampoco permite determinar el volumen total de sólidos retenidos.

Finalmente, el modelo de Dobbins-Córdoba Molina ratifica los resultados del anterior, ampliando su aplicación a suspensiones con conjuntos de partículas con diferentes velocidades de sedimentación, permitiendo la predicción teórica del volumen de sólidos retenidos en el desarenador. Sin embargo, mantiene una complejidad matemática que hace dificultosa su aplicación por el proyectista.

Del análisis anterior pueden extraerse las siguientes conclusiones:

- 1 - El modelo de tanque ideal de Hazen define una carga superficial teórica " v_o " que no puede ser utilizada, bajo ningún concepto, como carga superficial de diseño, salvo que se la afecte de adecuados coeficientes de seguridad que tomen en cuenta la turbulencia y la eficiencia hidráulica del tanque real. Es necesario, entonces, definir los coeficientes a recomendar en las normas de diseño, dado que este método es atractivo por su gran sencillez.

- 2 - El modelo de "n" tanques de Hazen, para flujo turbulento, no es recomendable para el diseño, dado que arroja resultados excesivamente conservadores.
- 3 - El modelo para flujo turbulento, de Dobbins- Camp, arroja resultados muchos más cercanos al comportamiento del sedimentador real, pero las simplificaciones introducidas para su aplicación práctica, más el comportamiento hidráulico de un tanque no real, no hacen recomendable su aplicación directa, sin coeficientes de seguridad.
- 4 - El modelo de Córdoba Molina introduce la posibilidad del cálculo teórico de los volúmenes de sólidos retenidos. Sin embargo, este importante avance teórico es de poca aplicación para el tipo de diseño que nos ocupa, en primer lugar, por su complejidad matemática y en segundo lugar, por requerir ensayos de sedimentación de las partículas discretas en el líquido cloacal crudo, ensayos no sencillos que muchas veces es imposible realizar para apoyo del proyecto (además, en los proyectos de nuevos servicios ese dato es desconocido).
- 5 - De acuerdo con lo anterior, no resultan fácilmente aplicables los modelos existentes para la predicción de los volúmenes de sólidos sedimentados, situación que obliga a continuar estimando los volúmenes de almacenamiento en base a datos empíricos informados por distintos autores e instituciones.

A continuación se desarrollará un ejemplo, con valores típicos, para analizar el comportamiento de cada modelo.

11.3.1.9.- Ejemplo de Cálculo

Dimensionar un desarenador, en base al modelo de Dobbins-Camp, para un caudal constante $Q = 50$ L/s, con un tirante líquido de $H = 0,50$ m y una velocidad horizontal $U_F = 0,30$ m/s, para retener partículas de arena de densidad relativa 2,65 y diámetro $d = 0,20$ mm cuya velocidad de sedimentación, con el líquido a 10° C ($\nu = 1,31 \times 10^{-6}$ m²/s), es de 0,0216 m/s. Comparar los resultados con el modelo de Hanzen.

La velocidad horizontal U_F vale:

$$U_F = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{b * H}$$

Donde:

$$b = \frac{Q}{H * U_F} = \frac{0,05 \text{ m}^3/\text{s}}{0,50 \text{ m} * 0,30 \text{ m/s}} = 0,333 \text{ m}$$

El radio medio hidráulico del canal desarenador vale:

$$R_H = \frac{H * b}{2 * H + b} = \frac{0,50 * 0,333}{2 * 0,50 + 0,333} = 0,125 \text{ m}$$

El número de Reynolds:

$$Re = \frac{4 * R_H * U_F}{\nu} = \frac{4 * 0,125 \text{ m} * 0,30 \text{ m/s}}{1,31 * 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}} \approx 114.500$$

Para determinar el coeficiente de frotamiento o fricción "f" se utilizará el Diagrama Universal de Rouse, con una rugosidad absoluta de las paredes del canal $K = 0,001 \text{ m}$:

$$\frac{4 * R_H}{K} = \frac{4 * 0,125 \text{ m}}{0,001 \text{ m}} = 500$$

Entrando en el diagrama de Rouse con este valor y Re se obtiene $f = 0,024$, con régimen de transición. Con este valor se determina Pe para entrar en el diagrama de Camp:

$$Pe = 18,86 * \frac{v_s}{U_F * \sqrt{f}} = 18,86 * \frac{0,0216}{0,30 * \sqrt{0,024}} = 8,76$$

Con este valor adimensional como abscisa y adoptando una retención $r = 80\%$ de las partículas de $v_s = 0,0216 \text{ m/s}$, se obtiene de la figura 11.3.12.

$$v_s / v_o = 0,87$$

$$v_o = \frac{v_s}{0,87} = \frac{0,0216 \text{ m/s}}{0,87} = 0,0248 \text{ m/s} = 2143 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

El área superficial (en planta) de la zona de sedimentación será:

$$A_o = \frac{Q}{v_o} = \frac{0,05 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0248 \text{ m/s}} = 2,016 \text{ m}^2$$

y la longitud de dicha zona:

$$L = \frac{A_o}{b} = \frac{2,016 \text{ m}^2}{0,333 \text{ m}} = 6,05 \text{ m}$$

Calculando la longitud L , el volumen V de la zona de sedimentación y el tiempo de permanencia teórico $T = V/Q$, para distintos porcentajes de retención de partículas de $v_s = 0,0216 \text{ m/s}$, se obtienen los valores del cuadro 11.3.2. Se observa que, como es lógico, la longitud del desarenador se incrementa si se requiere retener un mayor porcentaje de partículas. El gráfico de Camp no supera el valor $v_s/v_o = 2$, por lo cual los resultados para $r_q = 100\%$ son aproximados.

En el cuadro 11.3.3 se mantuvo una $r = 90\%$ y para la misma velocidad media horizontal $U_F = 0,30 \text{ m/s}$ se calcularon las dimensiones de tres sedimentadores con distinto tirante líquido "H". Se observa que a medida que "H" aumenta, se incrementa la longitud "L" y el volumen "V" del desarenador, a pesar que el porcentaje "r" de partículas retenidas sigue siendo el mismo. Este resultado coincide con lo previsto por el modelo de Hazen que, por otra parte, orientó hacia la investigación de los actuales sedimentadores de profundidades reducidas (de placas y tubos). La relación L/H permanece prácticamente constante para la misma retención "r".

Aplicando al mismo problema el modelo de tanque ideal de Hazen, la retención de partículas de velocidad " v_s ", será:

$$r_q = \frac{v_s}{v_o} = \text{fracción de partículas retenidas}$$

$$A_o = \frac{Q}{v_o} = \text{área superficial}$$

$$L = H * \frac{U_F}{v_o} = \frac{A_o}{b} = \text{longitud de la zona de sedimentación}$$

Para $r_q = 90 \%$ se obtienen los valores del cuadro 11.3.3 donde, naturalmente, resultan menores longitudes L de la zona de sedimentación (por considerar un tanque ideal y sin turbulencia).

En el cuadro 11.3.5 se comparan las cargas superficiales obtenidas en base a los dos modelos, observándose que, para arena de diámetro 0,2 mm y densidad relativa 2,65 y una velocidad horizontal usual (0,30 m/s), el modelo de Dobbins-Camp define una carga superficial 1,20 veces menor que el modelo de tanque ideal de Hazen o sea en términos de la longitud L de la zona de sedimentación:

$$L_{\text{CAMP}} = 1,20 * L_{\text{HAZEN}}$$

Comparando estos resultados, obtenidos en base al modelo de Dobbins-Camp, con las curvas de Comportamiento de Hazen (ver figura 11.3.16.) se observa que los cinco puntos definidos por " r " y " v_s/v_o " en los cuadros 11.3.2. y 11.3.3., caen en la zona cercana a la curva correspondiente a "tanque ideal de Hazen" y superan ampliamente, en comportamiento, a la curva de $n = \infty$ ("el mejor comportamiento", para régimen turbulento) que, según Córdoba Molina, sería el límite pesimista del tanque real (turbulencia plena).

Si se utilizara el modelo de Hazen para flujo turbulento (curvas de comportamiento con $1 \leq n \leq \infty$) ninguno de los puntos caería dentro de la zona posible de funcionamiento definida por Córdoba Molina (área rayada, en la figura 11.3.16.).

En la misma figura se han indicado los puntos G y H que corresponden a valores de v_s/v_o recomendados por algunos autores (Azevedo Neto, Hess) para $r = 75 \%$ que, para arena de las características especificadas en el ejemplo y $U_f = 0,30$ m/s, llevarían a relaciones prácticas L/H :

$$L/H = \frac{U_f}{v_o} = \frac{0,30 \text{ m/s}}{0,0216 \text{ m/s}} = 13,9 \quad (\text{tanque ideal, donde } v_s/v_o=1)$$

$$L/H = 1,5 * \frac{U_f}{v_o} = 21 \quad (\text{muy buen comportamiento, } n = 8)$$

$$L/H = 3,0 * \frac{U_f}{v_o} = 42 \quad (\text{muy mal comportamiento, } n = 1)$$

Cuadro N° 11.3.2									
Dimensiones del desarenador de H=0,50m para distintas "r"									
Modelo de Dobbins - Camp									
N°	Punt	r	Pe	vs/vo		L	V	t	L/H
				m/s	m ³ /m ² .d				
1	A	80%	8.76	0.0248	2143	6.05	1.01	20	12
2	B	90%	1.09	0.0198	1712	7.57	1.26	25	15
3	C	100%	>2.00	<0.0108	<933	>13.09	>2.18	>44	>26

Cuadro N° 11.3.3															
Desarenadores de igual retención (r=90%)															
Modelo de Dobbins - Camp															
N°	Punto	H (m)	b (m)	H/b	RH (m)	Re	f	Pe	vs/vo	vo (m/s)	Ao (m ²)	L (m)	V (m ³)	t (s)	L/H
4	D	0.25	0.666	0.38	0.14	131,000	0.023	8.95	1.08	0.0200	2.50	3.75	0.62	12	15.0
2	B	0.50	0.333	1.50	0.12	114,500	0.024	8.76	1.09	0.0198	2.52	7.57	1.26	25	15.1
5	E	1.00	0.165	6.02	0.08	70,350	0.028	7.97	1.10	0.0196	2.55	15.31	2.55	51	15.3

r = 90% UF = 0.30 m/s vs = 0.0216 m/s Q = 0.050 m³/s

Cuadro N° 11.3.4									
Desarenadores de igual retención (r=90%)									
Tanque ideal de Hazen									
N°	Punt	H	b	vs/vo	vo	L/H	L	V	t
		m	m		m/s		m	m ³	s
6	F	0.25	0.666	0.90	0.24	12.5	3.12	0.51	10
7	F	0.50	0.333	0.90	0.24	12.5	6.25	1.03	21
8	F	1.00	0.165	0.90	0.24	12.5	12.50	2012	42

Cuadro N° 11.3.5			
Comparación entre cargas superficiales de ambos modelos			
H	Vo (m/s)		(1)/(2)
	Dobins-Camp	Hazen	
(m)	(1)	(2)	
0.25	0.0200	0.024	1.2
0.50	0.0200	0.024	1.2
1.00	0.0196	0.024	1.22

Los mismos autores recomiendan un valor promedio:

$$L = 25 * H$$

que equivale a un valor $vs/v_0 = 1,80$ y resulta razonable y consistente con los resultados que hemos obtenido en estos ejemplos, siendo de esperar, de acuerdo con la moderna teoría, retenciones superiores al 85% (ver figura 11.3.17).

El análisis efectuado demuestra que es perfectamente aceptable el criterio de utilizar el modelo de tanque ideal de Hazen y aplicar razonables coeficientes de seguridad a la carga superficial teórica. Estos coeficientes no son otra cosa que la "carga superficial relativa" vs/v_0 , que relaciona la velocidad de sedimentación de la partícula crítica (la que sufrirá una remoción "r") con la carga superficial de diseño del desarenador.

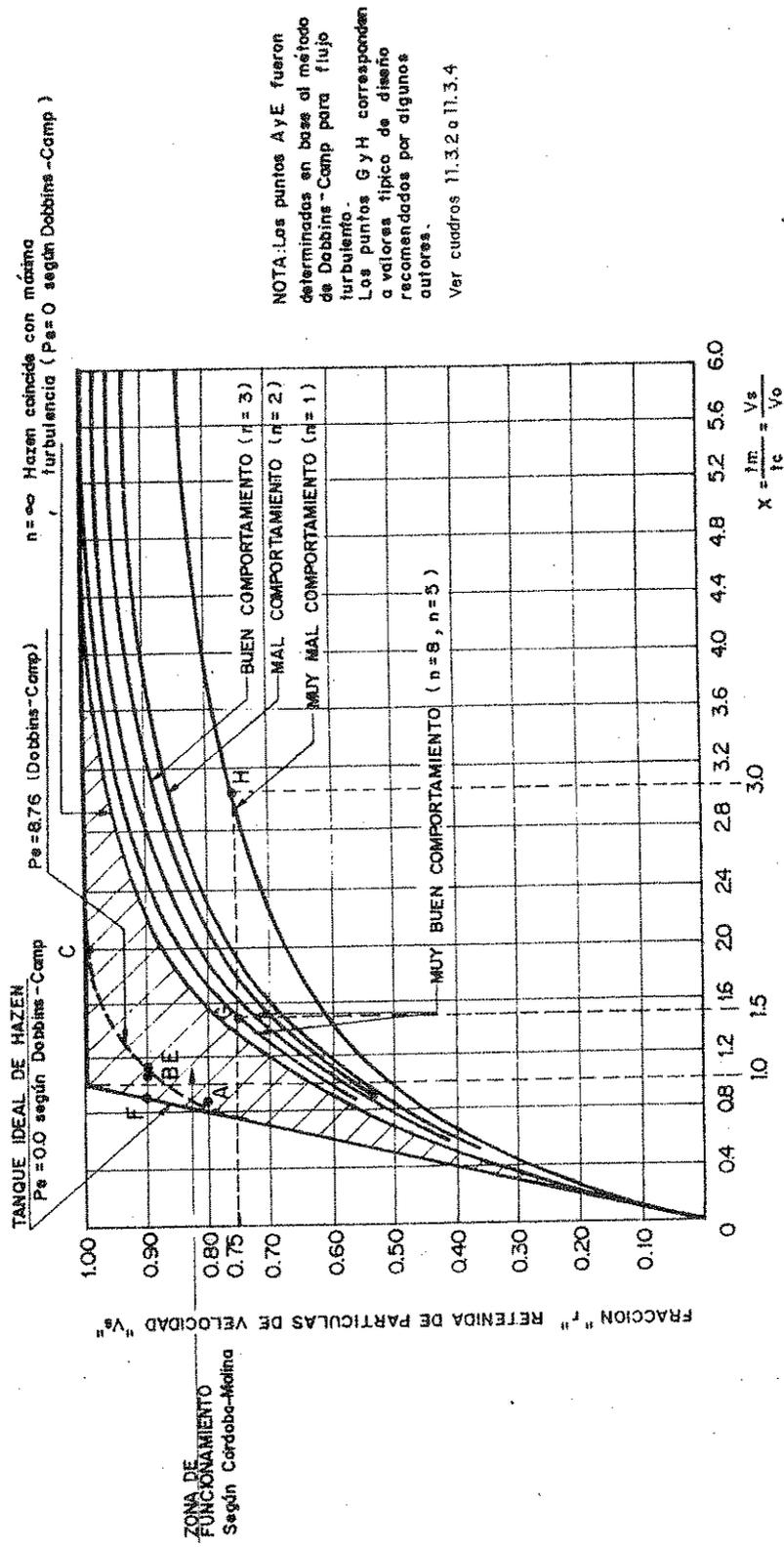
La carga superficial relativa vs/v_0 debería seleccionarse para que el punto de trabajo caiga dentro de la superficie rayada de las figuras 11.3.16 y 11.3.17 (área de trabajo). Un criterio razonable sería el de no diseñar para "r" mayor de 0,90 (90%) dado que la escasa inclinación de las curvas en esa zona obliga a aumentar excesivamente las dimensiones del sedimentador sin conseguir un aumento sustancial de la retención.

Con este criterio, no sería lógico superar el valor $vs/v_0 = 2,3$ que define un valor de $r = 0,90$ para máxima turbulencia (punto I en la figura 11.3.17) dado que:

$$r_t = 1 - e^{-vs/v_0} = 1 - e^{-2,3} = 0,90$$

En cuanto al límite inferior de la carga superficial relativa, adoptando $vs/v_0 = 1,2$ para $r = 90\%$, con valores usuales de $U_p = 0,30$ m/s se estaría en condiciones más conservadoras que las teóricas del modelo de Dobbins-Camp para arenas típicas ($d = 0,2$ mm y $\tau = 2,65$).

El rango de cargas superficiales relativas a adoptar en el diseño, estaría entonces comprendido entre 1,2 (velocidad horizontal de 0,30 m/s y buen comportamiento hidráulico del desarenador) y 2,3 (gran turbulencia, deficiente funcionamiento hidráulico) y delimitaría con $r = 90\%$, la zona de trabajo recomendada (ver figura 11.3.17). Para situaciones promedio, se verificaría también el valor $L \approx 25 H$ y ($vs/v_0 = 1,8$) recomendado por los autores mencionados, para arenas típicas.



NOTA: Los puntos A y E fueron determinados en base al método de Dobbins - Camp para flujo turbulento. Los puntos G y H corresponden a valores típicos de diseño recomendados por algunos autores. Ver cuadros 11.3.2 a 11.3.4

COMPORTAMIENTO DEL MODELO DE HAZEN CON PUNTOS OBTENIDOS EN BASE AL MODELO DE DOBBINS - CAMP

Figura 11.3.16

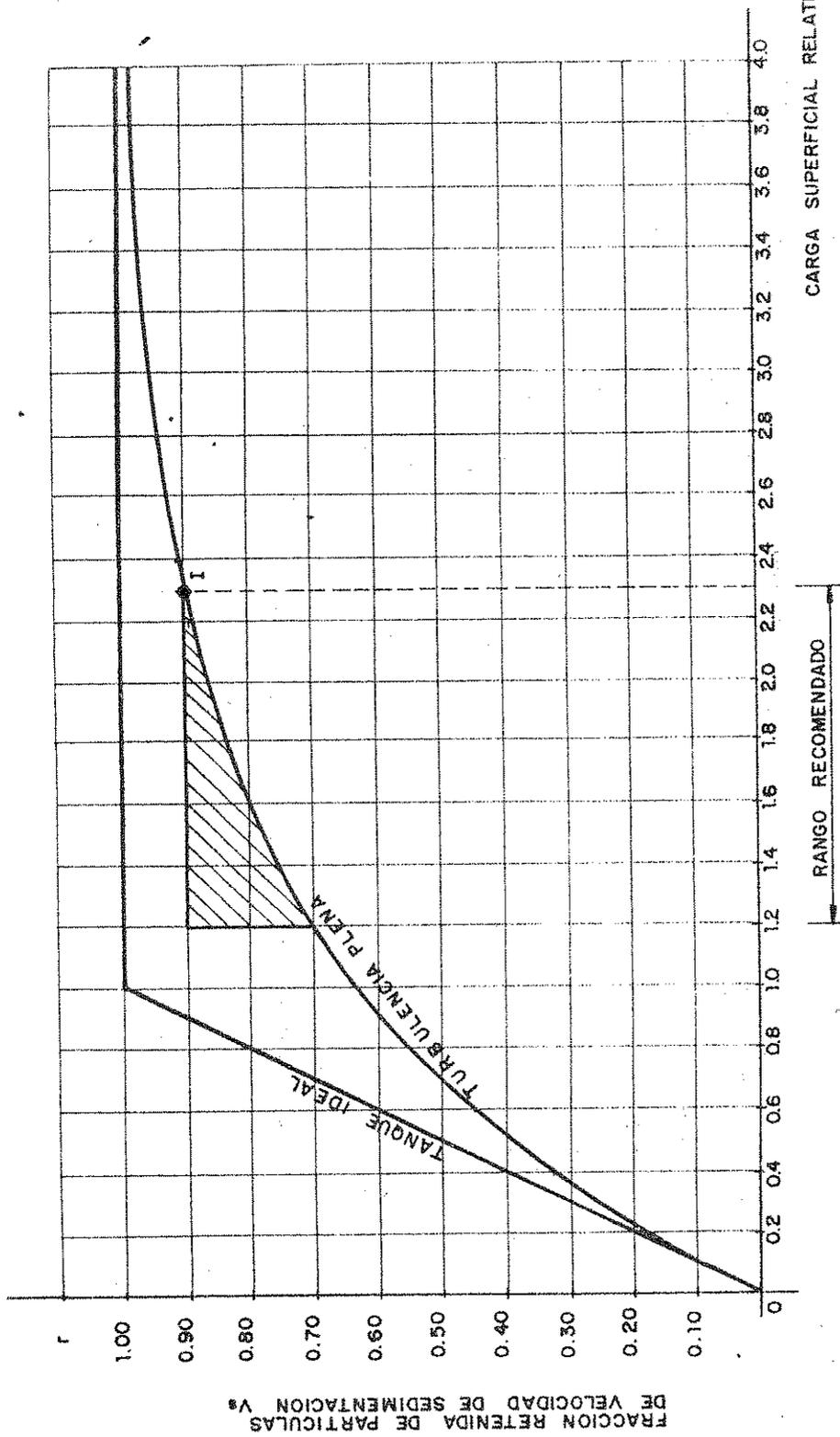


Figura 11.3.17

11.3.2.- Criterios de Diseño

11.3.2.1.- Función

La función de los desarenadores, en una planta de tratamiento cloacal, es la retención de las partículas insolubles de mayor tamaño, preferiblemente inorgánicas, tales como arenas, a los efectos de impedir su sedimentación en las distintas unidades de tratamiento y de conducción, como así también de reducir el desgaste de las bombas de elevación y otros equipos electromecánicos.

La función protectora de los desarenadores evita principalmente los siguientes problemas:

- Obstrucción de conductos
- Desgaste por abrasión de bombas y equipos mecánicos
- Acumulación de sólidos no degradables en tanques de aeración y digestores, con reducción del volumen útil.
- Acumulación de arenas en la base de rejillas de limpieza mecánica.

En general, todas las plantas incluyen, dentro del tratamiento preliminar, el desareno del líquido cloacal, salvo las lagunas aeradas y las de estabilización que, por su volumen, suelen prescindir de esta etapa previa (a menos que por las características locales y del sistema de recolección la presencia de arenas sea considerable y pueda reducir la vida útil de las lagunas).

11.3.2.2.- Ubicación

Las pautas habituales de diseño recomiendan ubicar los desarenadores en la siguiente forma:

- a - Siempre después de un sistema de rejillas gruesas, por lo menos, para evitar el ingreso de sólidos de dimensiones mayores de 50 mm.
- b - Antes de rejillas finas con limpieza mecánica o de trituradores, para proteger estos equipos de la abrasión de la arena.
- c - Antes de los equipos de elevación, si la profundidad a la que deberá instalarse no encarece excesivamente la obra y no complica la extracción de sedimentos y el mantenimiento de las unidades.

11.3.2.3.- Diseño

A.- Características de las Partículas a Remover

En el tratamiento de desarenado se busca remover del líquido crudo, fundamentalmente las partículas de arenas y gravas, manteniendo en suspensión las partículas orgánicas putrescibles para que continúen con el líquido desarenado hacia las siguientes etapas de tratamiento.

Es deseable reducir al mínimo la sedimentación de sustancias orgánicas en los desarenadores para evitar su putrefacción y los malos olores que ésta produce, reducir los requerimientos de lavado de los inertes retenidos y facilitar la disposición final de éstos.

Respecto de las características de las partículas a remover, la experiencia internacional coincide en recomendar la conveniencia de sedimentar las partículas de densidad relativa 2,65 (densidad = 2650 Kg/m³) o mayor: arenas y gravas y de un diámetro 0,2 mm: (arenas finas), o mayor tamaño aún.

Además de las arenas y gravas, el material retenido en los desarenadores suele incluir semillas varias, cenizas, restos de café molido, cáscaras de huevos, yerba mate, filtros de cigarrillos y en general, todos los pequeños elementos sólidos que suelen ingresar a un sistema de alcantarillado desde los desagües de cocinas y baños, tanto familiares como de locales comerciales o industriales y que sedimentan a una velocidad igual o mayor que las arenas de 0,2 mm de diámetro y densidad relativa $S = 2,65$ o mayor.

Todas las partículas sedimentan sin aglomerarse por lo que es de aplicación, para el diseño de desarenadores, la teoría de sedimentación de partículas discretas que se ha tratado precedentemente, en este mismo capítulo.

B.- Velocidad Teórica de Sedimentación

La velocidad teórica de sedimentación se determina según se explicó en el punto "Partícula aislada en fluido real en reposo", en este mismo capítulo.

Dado que para este tipo de partícula el régimen de sedimentación es habitualmente de transición ($0,5 < Re < 2000$) es necesario efectuar el cálculo por aproximaciones sucesivas, iterando el número de veces necesarias para obtener la convergencia, en base a las siguientes expresiones:

$$v_s = \sqrt{\frac{4}{3} * \frac{g}{C_D} * (S - 1) * d} \quad (1)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0,34 \quad (2)$$

$$Re = \frac{vs*d}{\nu} \quad (3)$$

Una forma de efectuar el cálculo puede ser la de partir de la expresión para régimen laminar (ley de Stokes) para calcular el primer valor de "vs" :

$$vs = \frac{g * (s - 1) * d^2}{18 * \nu} \quad (4)$$

Con este valor se calcula "Re" por la expresión (3) y con éste se obtiene "C_D" en base a (2), utilizándolo para calcular "vs" por (1). Con este valor se reitera el cálculo con las expresiones (3), (2) y (1) y así sucesivamente, hasta obtener la convergencia.

En el Cuadro 11.3.6 se muestra la utilización de una planilla de cálculo para computación, con 15 pasos fijos de iteración, que parte del valor vs = 0,02746 m/s obtenido con la expresión (4) y aplica las expresiones (3) y (2) para llegar al valor "C_D" de la primera fila (7,530). Este valor lo utiliza para calcular "vs" de la fila siguiente (0,02394) por la expresión (1), volviendo a recalcular "Re" y "C_D" y así sucesivamente hasta que se obtiene la convergencia hacia los valores vs = 0,02156 m/s, Re = 3,292 y C_D = 9,284.

Valor inicial	=	0,02746	m/s
Temperatura líquido	=	10	° C
Viscosidad cinemática	=	0,00000131	m ² /s
Diámetro partícula	=	0,0002	m
Densidad relativa partícula	=	2,65	
Aceleración gravedad	=	9,81	m/s ²

Cuadro 11.3.6

Cálculo iterativo de la velocidad de sedimentación
en régimen de transición

vs (m.s)	Re	Cd
0,02746	4,192	7,530
0,02394	3,655	8,475
0,02257	3,446	8,922
0,02200	3,358	9,124
0,02175	3,321	9,214
0,02164	3,304	9,253
0,02160	3,297	9,271
0,02158	3,294	9,278
0,02157	3,293	9,281
0,02157	3,292	9,283
0,02156	3,292	9,284
0,02156	3,292	9,284
0,02156	3,292	9,284
0,02156	3,292	9,284
0,02156	3,292	9,284

Es importante recordar que la expresión de Newton (1) también es válida para régimen laminar ya que la expresión de Stokes (4) es un caso especial de la primera. Por lo tanto, el procedimiento descrito es válido para todo $Re < 2000$.

En el Cuadro 11.3.7 pueden apreciarse los valores obtenidos por este método para distintos diámetros de partículas de 2.650 Kg/m^3 y con diferentes temperaturas del líquido cloacal.

La temperatura del líquido influye sobre la viscosidad cinemática. Para este valor se ha adoptado el correspondiente al agua, asumiendo que el valor real para el líquido cloacal no difiere sustancialmente de éste. Obsérvese la importancia de la temperatura sobre la velocidad de sedimentación y la relación directa que existe entre ambas. Por esa causa debe utilizarse para el cálculo la temperatura más baja del año que se espera para el líquido cloacal en el desarenador, pues así se asegurará el diseño para el valor más reducido de "vs".

Cuadro 11.3.7

Velocidad de sedimentación teórica Partículas
de densidad relativa = 2,65

Diámetro partícula (mm)	Temperatura Líquido (° C)	Velocidad teórica de (m/s)	Número de Reynolds
0,15	5	0,01158	1,14
	10	0,01315	1,51
	15	0,01470	1,92
	20	0,01630	2,42
0,20	5	0,01918	2,53
	10	0,02156	3,29
	15	0,02388	4,17
	20	0,02622	5,19
0,25	5	0,02775	4,57
	10	0,03093	5,90
	15	0,03394	7,40
	20	0,03692	9,14

Viscosidad cinemática del líquido (agua):

5°C 0,000001519 m²/s 15°C 0,000001146 m²/s
10°C 0,000001310 m²/s 20°C 0,000001010 m²/s

C.- Cargas Superficiales de Diseño

Partiendo del valor típico $v_s = 0,02156$ m/s para partículas de diámetro 0,2 mm y densidad relativa 2,65, con líquido a 10° C, puede definirse el rango de la carga superficial de diseño siguiendo el criterio establecido en el punto "Resultados teórico-experimentales aplicables al diseño de desarenadores". En efecto, siendo:

$$v_s = 0,02156 \text{ m/s}$$

v_s

$$\frac{v_s}{v_o} = 1,2 \text{ a } 2,3 \quad (\text{típico } 1,8)$$

v_o

$$r = 90 \%$$

Resulta un rango de carga superficial de diseño:

$$v_o = 0,01797 \text{ a } 0,00937 \text{ m/s} \quad (\text{típico } 0,01198 \text{ m/s})$$

En el Cuadro 11.3.8 se han volcado los valores de "vo" para diferentes temperaturas, estableciéndose tres rangos: mínimo (vs/vo = 2,3) típico vs/vo = 1,8) y máximo (vs/vo = 1,2). La carga superficial mínima debe adoptarse para desarenadores en los que se prevea un comportamiento hidráulico inadecuado (L/b < 7, mala distribución de velocidades en la entrada o en la salida, zonas muertas, cortocircuitos, etc) mientras que la máxima solo se utilizará para aquellas donde se asegure un buen comportamiento hidráulico (L/b > 15, muy buena distribución de velocidades en la entrada y en la salida, escasas zonas muertas y cortocircuitos, etc). En las situaciones intermedias podrá adoptarse la carga superficial típica indicada para cada temperatura mínima del líquido cloacal.

Cuadro 11.3.8

Cargas superficiales de diseño "vo" recomendadas
 $d = 0,2 \text{ mm}$ $\tau = 2,65 \text{ t/m}^3$ $r = 90 \%$

Temperatura mínima del líquido (° C)	vs (m/s)	Carga superficial de diseño (vo) (m ³ /m ² * día)		
		Mínima	Típica	Máxima
5	0,01918	720	920	1380
10	0,02156	810	1035	1553
15	0,02388	897	1146	1719
20	0,02622	985	1258	1888

D.- Velocidad Horizontal

El valor de velocidad horizontal recomendado por la mayoría de los autores y confirmado en diseños en funcionamiento, es de 0,30 m/s para unidades destinadas a retener arenas de 0,20 mm de diámetro y de peso específico 2,65 t/m³.

Todos los autores admiten un rango de variación alrededor de este valor recomendable. La WPCF menciona un rango de velocidad horizontal comprendido entre 9 y 15 veces la velocidad de sedimentación teórica (vs) para reducir la posibilidad de resuspensión de las partículas ya sedimentadas (Clarifier Design, Manual of Práctica FD-8, WPCF, USA, 1985). Este rango para 10° C y vs = 0,02156 m/s, resulta de 0,19 m/s a 0,32 m/s.

Otros autores especifican un rango de 0,25 a 0,35 m/s (Normas para la elaboración de proyectos de sistemas de tratamiento de aguas servidas urbanas, Instituto Nacional de Obras Sanitarias, Caracas, Venezuela, 1976) y 0,20 a 0,38 m/s (Sewarage and Sewage Disposal Calculation and Design, L.B.Escritt, Londres, 1962).

En general, existe coincidencia en que las velocidades horizontales inferiores a 0,15 m/s favorecen la sedimentación de cantidades importantes de materia orgánica, mientras que las velocidades horizontales superiores a 0,40 m/s dan lugar al arrastre de partículas de arena hacia las siguientes etapas de la planta de tratamiento. En consecuencia, estos valores deberían considerarse como límites absolutos que no deberían ser sobrepasados.

En cuanto a los valores recomendados para el diseño, de acuerdo con lo anterior, deberían acotarse dentro del rango de 0,20 m/s a 0,35 m/s, con valor típico recomendable igual a 0,30 m/s.

Respecto del problema de resuspensión de partículas ya sedimentadas, aplicando la expresión de Shields-Camp para las partículas de arena, con $\beta = 0,06$ y $f = 0,03$ (aceptados por la WPCF) resulta una velocidad crítica de arrastre:

$$U_c = \sqrt{\frac{8 * \beta}{f} * g * (s - 1) * d} = 0,23 \text{ m/s}$$

Este valor se encuentra dentro del rango de velocidades horizontales de diseño, por lo que será razonable esperar resuspensión de las partículas ya sedimentadas. Esta situación obliga a adoptar soluciones constructivas que eviten la resuspensión, dado que si se reduce la velocidad para evitarla, se correrá el riesgo de sedimentar excesiva cantidad de materia orgánica.

La solución habitual en desarenadores del tipo canal es la de construir el piso o solera de la zona de sedimentación con losetas con junta abierta, con un canal inferior recolector de sedimentos corriendo a lo largo de toda la estructura. En esa forma los sedimentos pasan al canal a través de las juntas entre losetas y se reduce la posibilidad de resuspensión.

Para mantener la velocidad horizontal dentro del rango de diseño a pesar de las variaciones del caudal de líquido cloacal, suelen incluirse en el desarenador dispositivos de regulación de la velocidad (desarenadores regulados) o bien se diseña un número de unidades que entran y salen de funcionamiento según el caudal afluente (por ejemplo, un canal desarenador por bomba de elevación).

E.- Volúmenes de Sólidos Retenidos

Como ya se analizó en el punto "Resultados teórico-experimentales aplicables al diseño de desarenadores" de este mismo capítulo, no existen fórmulas o métodos al alcance del proyectista, para calcular fácilmente los porcentajes de sólidos retenidos en un desarenador.

Aún contando con métodos que permitan evaluar esa retención, se tropezaría con el desconocimiento de la concentración y distribución en el líquido cloacal de las arenas y otros materiales a retener en los desarenadores, que impediría conocer el volumen de sólidos que efectivamente quedará en estas cámaras.

En un sistema de alcantarillado cloacal separado (no integrado con el pluvial) la cantidad de arenas y la composición del conjunto de éstas y los restantes sólidos pequeños retenidos en los desarenadores, depende de varias variables, entre las que pueden citarse las siguientes:

- Tipo de calzadas y veredas (tierra, arena, pavimentos de distintos tipos).
- Características del suelo del lugar.
- Cantidad de tierra o arena presente habitualmente en las calzadas y que pueda pasar al alcantarillado a través de las tapas de las bocas de registro por acción del viento y las lluvias.
- Régimen de vientos y lluvias.
- Arrastre de arenas por aguas subterráneas infiltradas en el sistema.
- Tipos de desagües no domésticos volcados al alcantarillado.

Evidentemente, es imposible valorizar todas las variables a través de una expresión matemática, por lo que es necesario recurrir a datos tomados de servicios en explotación por diversos autores.

La WPCF presenta datos de 14 plantas de los EEUU de Norteamérica en los que los sólidos retenidos en desarenadores varía entre 2,5 L/1000 m³ y 140 L/1000 m³ de líquido cloacal y recomienda para el diseño valores comprendidos entre 15 y 75 L/1000 m³.

A su vez Thoman (Sewage and Industrial Works, 1951) en un estudio sobre 60 instalaciones encontró valores comprendidos entre 6 y 38 L/1000 m³.

Se observa que es grande la dispersión entre los valores informados, razón por la cual deberán adoptarse valores estimativos dentro de estos rangos y prever volúmenes conservadores para el almacenamiento de sedimentos, que permitan absorber picos extraordinarios.

En base a estos criterios, en el Cuadro 11.3.9 se han fijado tres rangos básicos de volúmenes retenidos por m³ de líquido cloacal, solamente en función del porcentaje de red colectora y cloaca máxima que está instalado sobre calles

de tierra. Esos volúmenes podrán ponderarse en función del tipo de suelo, lluvias, vientos, etc., si se desea mayor aproximación, pero siempre tomando en cuenta que se trata de valores medios obtenidos sobre varias y muy diferentes instalaciones, por lo que no tiene sentido afinar excesivamente una aproximación a la realidad que lleva implícito un grado considerable de incertidumbre.

El volumen de almacenamiento de sedimentos se dimensiona para el caudal máximo diario futuro ($Q_{m\acute{a}x} * d$ del último año del período de diseño) y para un tiempo de almacenamiento no inferior a 15 días.

Así, por ejemplo, si se adopta $C_{sol} = 50 \text{ L}/1000 \text{ m}^3$ como concentración de arenas en el líquido cloacal y la planta se diseña para $Q_{m\acute{a}x} * d = 10.500 \text{ m}^3/\text{d}$, resulta un volumen de almacenamiento para $T = 15$ días:

$$V = C_{sol} * Q_{m\acute{a}x} * d * T = 0,050 \text{ L}/\text{m}^3 * 10.500 \text{ m}^3/\text{d} * 15 \text{ d}$$

$$V = 7875 \text{ L} = 7,87 \text{ m}^3$$

Cuadro 11.3.7

Volúmenes de sólidos retenidos en desarenadores
Valores de diseño recomendados

ALCANTARILLADO	VOLUMEN DE SOLIDOS RETENIDOS EN DESARENADORES
Más del 60 % del alcantarillado por calles de tierra	75 L/1000 m ³
Del 30 % al 60 % del alcantarillado por calles de tierra	50 L/1000 m ³
Menos del 30 % del alcantarillado por calles de tierra	30 L/1000 m ³

Nota: los volúmenes retenidos están expresados en litros de sólidos por m³ de líquido cloacal.

F.- Dimensiones del Desarenador

El tirante líquido "H" equivale a la profundidad de la zona de sedimentación y para un tanque rectangular (los más utilizados) se obtiene de la conocida relación de Hazen, con la carga superficial "vo" corregida por un factor comprendido entre 1,2 y 2,3 y la velocidad horizontal "UF":

$$\frac{L}{H} = \frac{U_F}{vo} \quad (5)$$

La relación entre la velocidad horizontal y la carga superficial define entonces la relación longitud/profundidad de la zona de sedimentación. A su vez, la velocidad horizontal define la sección transversal de dicha zona y por lo tanto, establece la relación ancho * profundidad:

$$A_t = b * H = \frac{Q}{U_F} \quad (6)$$

Finalmente, la carga superficial "vo" define el área en planta de la zona de sedimentación (producto ancho * longitud):

$$A_o = b * L = \frac{Q}{v_o} \quad (7)$$

Dado que se cuenta con dos ecuaciones (6) y (7), ya que la (5) es consecuencia de las dos primeras y existen tres incógnitas (b, L y H) el problema es insoluble salvo que se fije una cualquiera de las dimensiones.

Generalmente, en desarenadores regulados, el tirante "H" es un dato definido por el dispositivo de control (vertedero, canaleta Parshall) y puede ser utilizado como punto de partida para calcular las restantes dimensiones.

Cuando "H" no esté definido, puede adoptarse una relación L / b, preferentemente comprendida entre 7 y 15. Por ejemplo, adoptando L / b = 10, se obtiene:

$$L = 10 * b$$

$$b * L = \frac{Q}{v_o}$$

$$10 * b^2 = \frac{Q}{v_o}$$

$$b = \sqrt{Q / 10 * v_o}$$

Y con esta dimensión pueden ya calcularse las otras dos.

Otro aspecto a tener en cuenta es que la dimensión "L" es la longitud de la zona de sedimentación y no la longitud "Lt" del tanque sedimentador. Para obtener esta última hay que adicionar a "L" las longitudes de las zonas de entrada y salida:

$$L_t = L + L_e + L_s \quad (\text{longitud del tanque desarenador})$$

En general, la zona de entrada de los desarenadores puede diseñarse con pocas perturbaciones, como prolongación del canal de rejillas. En esos casos es de esperar que las alteraciones de las líneas de flujo en la entrada no se extienden más allá de una longitud $L_e = 0,50$ m.

Este valor se incrementará en función de las perturbaciones que originen otros sistemas de entrada.

La zona de salida es más conflictiva, sobre todo cuando se trabaja con vertedero rectangular, dado que la "llamada" del mismo distorsiona las líneas de flujo, produciendo una contracción de la vena en correspondencia con la sección donde se ubica el vertedero. Si bien la solución es diferente para cada caso particular, una regla práctica para salidas por vertederos con o sin contracción lateral, es la de adoptar una longitud $L_s = 2 * H_{m\acute{a}x}$ para la zona de salida.

Cuando se utilice una canaleta Parshall inmediatamente después del desarenador, puede tomarse $L_s = 0$, dado que prácticamente este dispositivo no afecta la conformación del flujo en la zona de salida.

11.3.3.- Tipos de Desarenadores

11.3.3.1.- Tipos Usuales de Desarenadores

De acuerdo con lo anterior, un desarenador eficiente debe diseñarse, como condición prioritaria, para que retenga partículas de arena fina o de mayor peso específico y/o tamaño.

Como condición secundaria, sería conveniente que no retenga partículas de menor peso específico y/o tamaño, salvo que se asegure su eficiente extracción de la cámara desarenadora, su lavado y su adecuada disposición, dado el carácter putrescible que generalmente poseen las mismas.

Para cumplir con la condición prioritaria, la velocidad del líquido en el desarenador no debería alcanzar nunca el valor crítico de arrastre y producir la fuga de arenas finas hacia las etapas siguientes, cuando aumente el caudal de ingreso a la planta depuradora.

Para cumplir con la condición secundaria, dicha velocidad no debería disminuir hasta valores que permitan la sedimentación de partículas de menor peso específico y diámetro que las de arena fina, cuando disminuya el caudal de ingreso a la planta.

Los desarenadores que cumplen sólo con la condición prioritaria, se diseñan hidráulicamente para que la velocidad máxima del líquido en la unidad, permita la sedimentación de

las arenas finas. Esta condición deberá verificarse para el caudal máximo diario de ingreso a la planta depuradora cloacal. Para caudales menores, la velocidad disminuirá y sedimentarán partículas de menor peso específico y diámetro. Dado que la velocidad del líquido en el desarenador varía de acuerdo con el caudal de ingreso, suelen ser denominados "desarenadores de velocidad no regulada".

Los desarenadores que cumplan con ambas condiciones, deberán incorporar un sistema que regule la velocidad del líquido entre los límites máximo y mínimo mencionados, para las variaciones del caudal de ingreso esperadas en la planta depuradora. Este tipo de desarenador suele denominarse "de velocidad regulada".

En el cuadro 11.3.10 se han enumerado los tipos de desarenadores que se utilizan con mayor frecuencia en sistemas de tratamiento cloacal.

Respecto de la forma geométrica, los desarenadores suelen ser, en su gran mayoría, de planta cuadrada o rectangular y de flujo horizontal. No suelen utilizarse desarenadores de planta circular ya sea de flujo vertical u horizontal. Tampoco se utilizan desarenadores con placas debido a las dificultades de limpieza del espacio entre las mismas.

Cuadro 11.3.10

Clasificación de Desarenadores

CAUDAL	VELOCIDAD	TIPO DE DESARENADOR	SISTEMA PARA REGULACION DE VELOCIDAD
VARIABLE	NO REGULADA AUTOMATICAMENTE	De flujo horizontal, nivel constante y corta permanenci	
		De flujo helicoidal, aerado	Por regulación del caudal de aire
VARIABLE	REGULADA AUTOMATICAMENTE	De flujo horizontal y nivel variable	Vertedero de flujo proporcional
			Canaleta Parshall
			Otras singularidades hidráulicas
CONSTANTE	CONSTANTE	De flujo horizontal y caudal constante	Unidades multicelulares diseñadas para una para operar con una bomba

11.3.3.2.- Desarenadores no Regulados

Evidentemente, cualquier cámara o canal desarenador, de caudal y velocidad variable, entraría en esta clasificación. Sin embargo, la aplicación de los aspectos teóricos-experimentales desarrollados en este capítulo solo

justifica el uso de unidades diseñadas racionalmente, como las que se tratan a continuación:

A.- Desarenador de Flujo Horizontal, de Nivel Constante y Corta Permanencia

Este tipo de desarenador, que puede observarse en la figura 11.3.18, posee una zona de sedimentación de planta cuadrada y una zona de recolección de sedimentos de planta circular, sobre lo que actúa un barredor de fondo giratorio, motorizado, que los arrastra hacia una tolva lateral desde la cual son elevados por una bomba a tornillo o por un elevador - lavador de arena, también motorizados.

El ingreso del líquido cloacal se realiza a través de un canal de sección decreciente y la distribución transversal del flujo se mejora mediante deflectores ajustables o bien mediante orificios calculados para equirrepartición de caudales.

El egreso se efectúa por desborde sobre un vertedero rectangular que cubre todo el ancho del desarenador y que fija el tirante líquido en el mismo (en realidad solo varía en los pocos centímetros en que lo hace el tirante sobre el vertedero, que es función del caudal). Al ser la altura líquida prácticamente constante, también lo es la sección transversal $A_t = b.H$ y por lo tanto, cuando varía el caudal Q de ingreso, varía en la misma forma la velocidad horizontal U_F , ya que:

$$U_F = \frac{Q}{A_t} = \frac{Q}{cte}$$

Debido a que la velocidad varía con el caudal, deberá verificarse que no se sobrepase el valor máximo $U_F = 0,35$ m/s (excepcionalmente 0,40 m/s) para el $Q_{m\acute{a}x}$ diario de diseño.

Esta condición generalmente determina velocidades horizontales muy reducidas para caudales mínimos, las que dan lugar a la sedimentación de material orgánico. Por tal razón, este tipo de desarenador debe utilizarse siempre con barredor de fondo mecánico y continuo y preferentemente con un sistema de lavado de los sólidos y arenas extraídos.

El sistema mecánico habitualmente utilizado para la extracción y lavado de la arena es el de movimiento oscilante, que se ilustra en la figura 11.3.19.

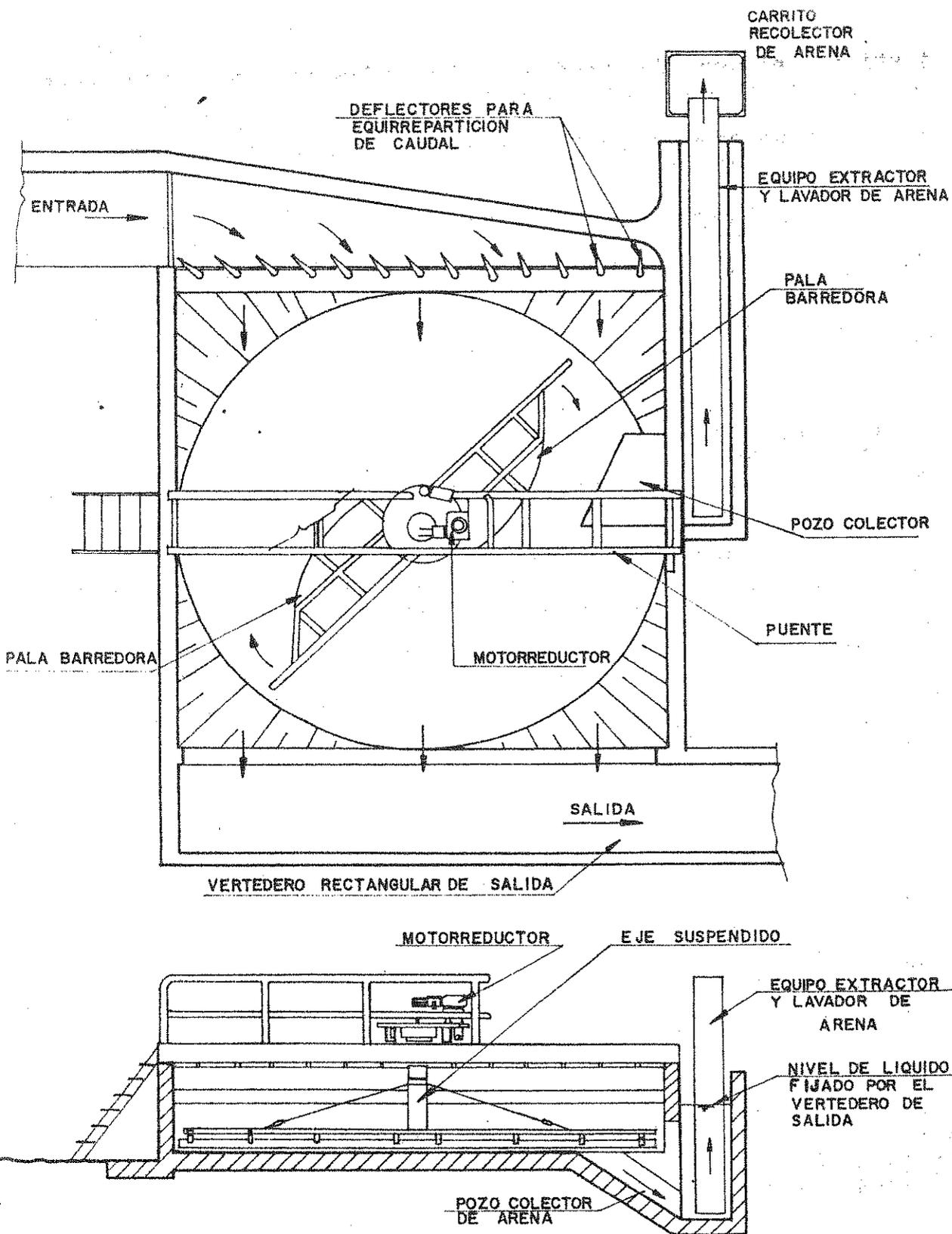


Figura 11.3.18

Desarenador de nivel constante y corta permanencia

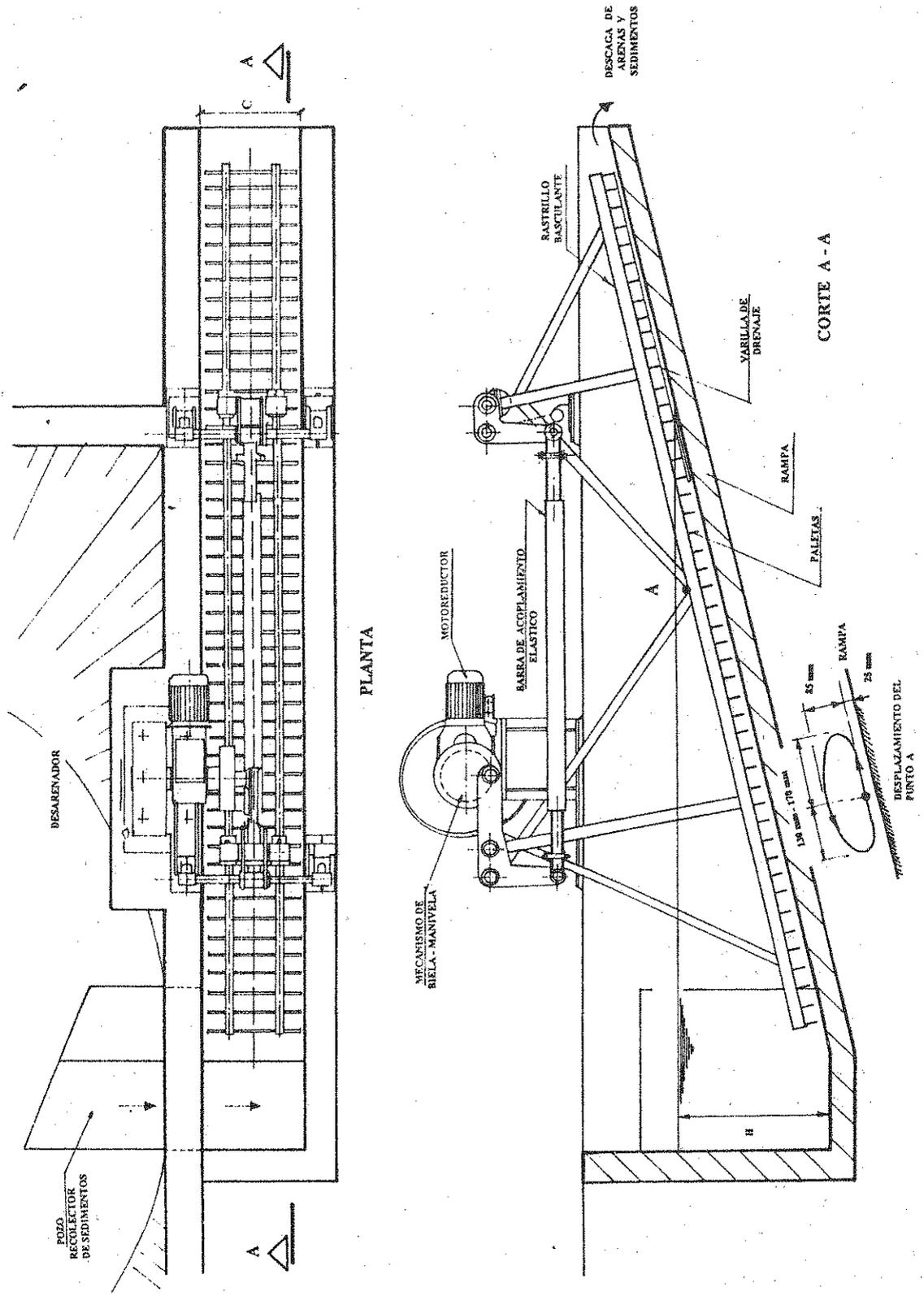


Figura 11.3.19

Extractor - Lavador de arena de movimiento basculante

Este equipo consta de un conjunto de paletas que se deslizan sobre una rampa. Las paletas bajan sobre la arena en el fondo de la rampa y se mueven pegadas a ésta unos 30 cm arrastrando la arena hacia arriba. Luego se despegan de la rampa y descienden, (sin tocar la arena húmeda que queda adherida a esta última), a buscar más arena, desplazándola hacia arriba, junto con la que quedó en la rampa y así sucesivamente hasta que la arena llega al borde de la rampa y cae en el canasto o carro de almacenamiento.

El movimiento intermitente a que se somete la arena dentro del líquido, además de favorecer la separación de la materia orgánica que puede estar adherida a los granos de arena y el recorrido final fuera del mismo (de 1,50 a 2,00 m de rampa seca) contribuye a escurrir los restos de líquido antes del vuelco al canasto o carro.

Este tipo de desarenador, que necesariamente requiere equipo electromecánico para el barrido de fondo y la extracción y lavado de arena, es recomendable para el rango de plantas de mayor tamaño, generalmente para una población de diseño de 20.000 habitantes en adelante.

Otro aspecto a tomar en cuenta es que el vertedero de salida del desarenador es el que fija el nivel del líquido en esta unidad y aguas arriba de la misma. Siempre que exista este vertedero, la presencia de una canaleta Parshall o un vertedero proporcional aguas abajo del desarenador, no regulará el funcionamiento de éste. El perfil hidráulico deberá adecuarse para que la canaleta o el vertedero proporcional no ahoguen al vertedero del desarenador.

Reemplazando el vertedero rectangular de salida por un tabique con orificios sumergidos equirrepartidores de caudal y colocando un vertedero proporcional en el canal de salida, este tipo de desarenador puede funcionar con velocidad horizontal constante.

B.- Desarenador de Flujo Helicoidal, con Inyección de Aire

Estos desarenadores son generalmente de planta rectangular, similares a los analizados en este mismo capítulo y sin la aplicación de aire funcionarían como una clásica unidad de flujo horizontal.

El aire se inyecta en dirección transversal al movimiento (figura 11.3.20) y sobre una de las paredes laterales, en forma tal de inducir al líquido a un movimiento circular con velocidad U_T que, combinado con el movimiento longitudinal de velocidad U_L debido al caudal de ingreso, da por resultante a un movimiento helicoidal de avance hacia el vertedero de salida, con velocidad U_F .

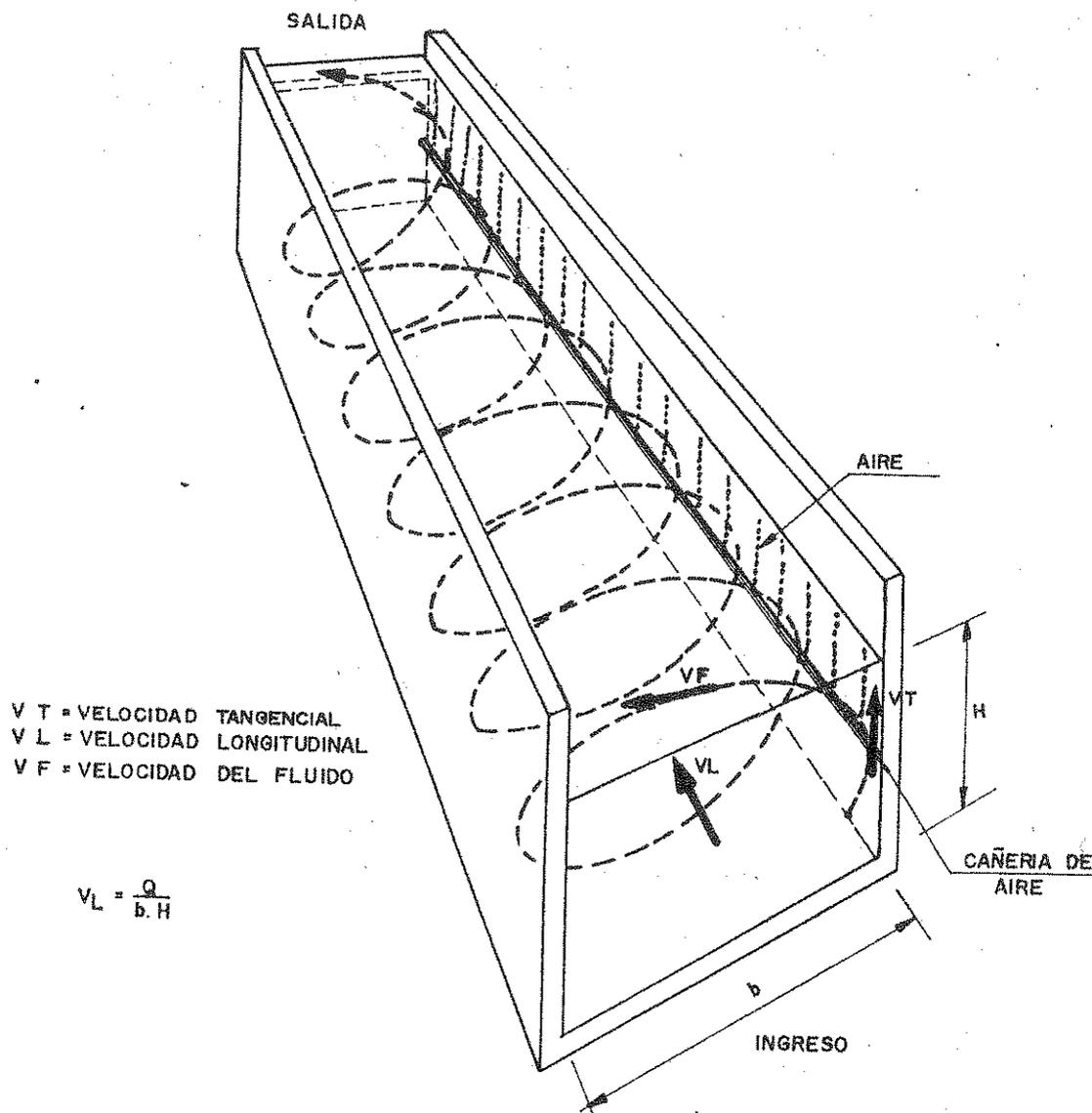


Figura 11.3.20

Desarenador de flujo helicoidal con inyección de aire

Modificando la cantidad de aire inyectado se modifica la componente U_F de velocidad tangencial del movimiento helicoidal cualquiera sea la velocidad de traslación U_L debida al caudal. Esto significa que puede usarse el aire para controlar la velocidad U_F del flujo helicoidal independientemente del caudal que esté circulando (el caudal define la componente de traslación horizontal U_L , mientras que el aire define la componente tangencial U_T).

Regulando la velocidad de flujo U_F en el entorno de 0,30 m/s (regulando la cantidad de aire inyectada) se mantiene en suspensión a la materia orgánica y se evita su retención en el desarenador. Para reducir la resuspensión de la arena es necesario prever zonas de almacenamiento no afectadas por el flujo. En la figura 11.3.21 se aprecia un desarenador de flujo helicoidal con tolvas de acumulación y bombas de aire para la extracción de las arenas retenidas (es habitual utilizar este tipo de extracción aprovechando la existencia de las instalaciones de aire).

Este tipo de desarenadores presenta las siguientes ventajas:

- Baja pérdida de carga
- La arena sedimentada posee baja carga orgánica
- Es posible mantener la velocidad óptima del flujo aún con grandes variaciones de caudal.
- El líquido es aerado en el desarenador, reduciendo la posibilidad de malos olores.

Su principal desventaja es la de requerir un caudal importante de aire, que exige la instalación de soplantes, el gasto de energía eléctrica y un adecuado mantenimiento de los equipos.

Estos desarenadores se diseñan con una velocidad longitudinal U_L menor que los de flujo horizontal. Los parámetros de diseño recomendados son los siguientes:

$$v_o = 300 \text{ a } 900 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d} \quad (\text{carga superficial})$$

$$R_a = \frac{Q_a}{V_L} = \frac{1 \text{ a } 2 \text{ m}^3 \text{ aire/hora}}{\text{m}^3 \text{ volumen líquido}} \quad (\text{requerimiento de aire})$$

$$U_{L\text{máx}} = \frac{Q_{\text{máx}}}{b * H_{\text{máx}}} = 0,15 \text{ a } 0,20 \text{ m/s} \quad (\text{velocidad longitudinal})$$

Si bien estas unidades permiten ajustar la velocidad del flujo en el entorno óptimo para la remoción de arenas sin sedimentación de materia orgánica, no se los considera como de "velocidad regulada" dado que no la regulan automáticamente para mantenerla constante, sino que permiten al operador ajustarla para lograr el mejor funcionamiento, aún con muy bajos caudales.

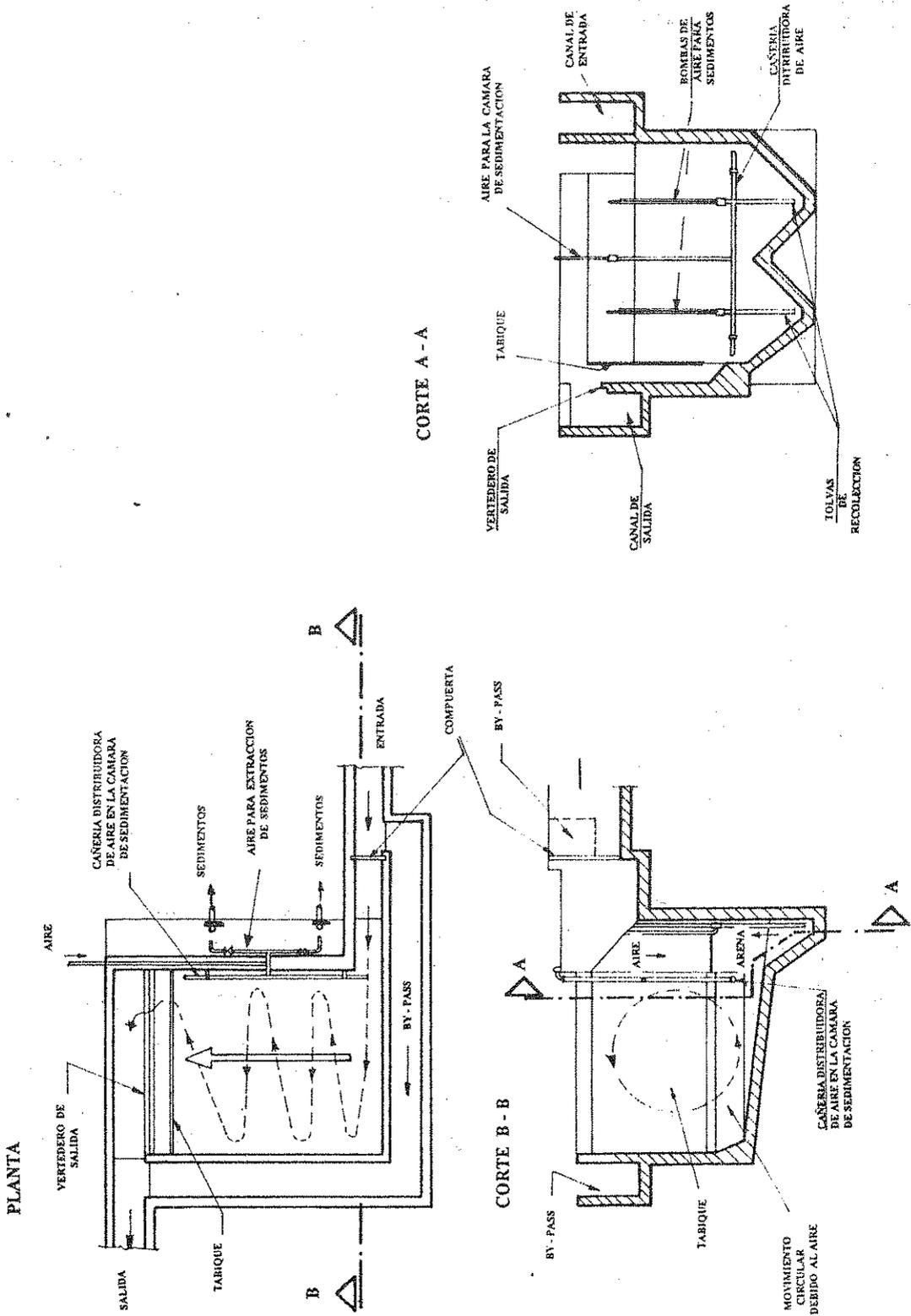


Figura 11.3.21

Desarenador típico de flujo helicoidal por aire

No existe suficiente experiencia, en el país, sobre el diseño, comportamiento y operación de este tipo de desarenador, por la cual su aplicación al saneamiento rural deberá ser cuidadosamente evaluada, así como los parámetros de diseño que se adopten.

11.3.3.3.- Desarenadores Regulados por Singularidades Hidráulicas

A.- Principio de Funcionamiento

La regulación automática de la velocidad del flujo en los desarenadores, para que se mantenga en el entorno del valor recomendado de 0,30 m/s, se efectúa preferentemente por dispositivos hidráulicos que no requieren accionamiento mecánico o regulación por parte del operador.

En base a este criterio de simplicidad constructiva y de escasas necesidades de mantenimiento, los desarenadores regulados suelen construirse en forma de canal con una sección de control en la salida, que es la encargada de mantener la velocidad horizontal prácticamente constante dentro del rango de caudales de operación. Estas secciones de control están constituidas por vertederos, canaletas Parshall o gargantas.

Respecto de los desarenadores analizados en el punto anterior, los de canal regulado presentan mayor sencillez constructiva, de operación y de mantenimiento pero tienen la desventaja de una mayor pérdida de carga, como consecuencia de la sección de regulación instalada en su salida.

En una unidad regulada, el dispositivo de regulación o control establece la ley de variación " $h = f(Q)$ " del tirante líquido en función del caudal. Si se desea mantener constante la velocidad media horizontal " U_F " del flujo, la sección transversal " A_t " del desarenador deberá variar, en función de la altura o tirante líquido, adoptando una " $A_t = f(h)$ " que asegure la condición " $U_F = Q/A_t = cte$ ".

Si " v " es la velocidad del flujo en un punto de la sección transversal " A_t " de altura " h ", del canal desarenador, el caudal transportado a través de esa sección vale:

$$Q = \int_0^h v \, dA_t$$

Asumiendo por simplicidad una distribución uniforme de velocidades, resulta, en el desarenador (ver figura 11.3.22):

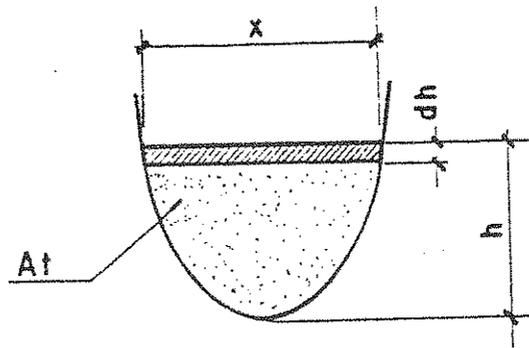


Figura 11.3.22

Sección transversal del desarenador

$$v = U_F = \text{cte}$$

$$Q = U_F \int_0^h dAt = U_F \int_0^h x \, dh \quad (8)$$

El tirante "h" lo impone el dispositivo de regulación en función del caudal Q que sale del desarenador, según una ley de forma general:

$$Q = K * h^n \quad (9)$$

Donde el exponente "n" depende del tipo de dispositivo. Igualando las expresiones (8) y (9):

$$U_F \int_0^h x \, dh = K * h^n$$

O sea:

$$\int_0^h x \, dh = \frac{K}{U_F} * h^n \quad (10)$$

El segundo miembro de esta expresión, de acuerdo con las reglas de la integración, puede escribirse:

$$\frac{K * h^n}{U_F} = \frac{K}{U_F} \int_0^h n * h^{n-1} dh = \frac{n * K}{U_F} \int_0^h h^{n-1} dh$$

Reemplazando en (10):

$$\int_0^h x dh = \frac{n * K}{U_F} \int_0^h h^{n-1} dh$$

Suprimiendo en ambos miembros las integrales entre iguales límites, resulta la expresión general que define la forma de la sección transversal de un desarenador regulado:

$$x = \frac{n * K}{U_F} * h^{n-1} \quad (11)$$

Donde:

- x = ancho del desarenador a la altura "h" del fondo
- h = tirante líquido en el desarenador y en el dispositivo de control
- U_F = velocidad horizontal del fluido
- n = exponente de la función h = f(Q) del dispositivo de control
- K = constante característica del dispositivo de control

En la figura 11.3.23 se resumen los principales dispositivos de control y la forma que debe darse a la sección transversal del canal desarenador para que "U_F" se mantenga constante al variar el tirante "h" cuando varía el caudal de ingreso.

B.- Desarenadores Regulados con Vertedero Proporcional

Este tipo de regulador, como se observa en la figura 11.3.23, permite el uso de desarenadores de sección transversal rectangular, hecho que simplifica la construcción.

El vertedero regulador puede utilizarse también como aforador del caudal de ingreso a la planta con una escala lineal en función de la altura.

DISPOSITIVO DE REGULACION	n	Q _R	X	FORMA DE LA SECCION TRANSVERSAL DEL DESARENADOR
VERTEDERO PROPORCIONAL	1.0	$Q_R = K_1 \cdot h^1$	$X = K_2$	 $X = Cte. = K \cdot h^0$
CANALETA PARSHALL	~ 1.5	$Q_R = K_3 \cdot h^{1.5}$	$X = K_4 \cdot h^{-0.5}$	 $X = K \cdot h^{n-1} = K \cdot h^{0.5}$
GARGANTA RECTANGULAR	~ 1.5	$Q_R = K_5 \cdot h^{1.5}$	$X = K_6 \cdot h^{0.5}$	 $X = K \cdot h^{n-1} = K \cdot h^{0.5}$
VERTEDERO PARABOLICO	2.0	$Q_R = K_7 \cdot h^2$	$X = K_8 \cdot h^1$	 $X = K \cdot h^{n-1} = K \cdot h^1$
VERTEDERO TRIANGULAR	2.5	$Q_R = K_9 \cdot h^{2.5}$	$X = K_{10} \cdot h^{1.5}$	 $X = K \cdot h^{n-1} = K \cdot h^{1.5}$

Figura 11.3.23

La desventaja que presenta el desarenador regulado por vertedero proporcional radica fundamentalmente en la pérdida de carga que se produce en la unidad, ya que el vertedero debe trabajar libre, por lo que el máximo nivel de líquido, aguas abajo, estará prácticamente a la altura de la solera del desarenador.

En el vertedero proporcional, desarrollado por Harry H. Sutro (1908), por Rettger (1914) y estudiado analíticamente por Pratt (1914) la función $h = f(Q)$ es de exponente $n = 1$, es decir, el tirante "h" en el vertedero, varía linealmente con el caudal "Q" a partir de la altura "a", según la siguiente expresión (ver figura 11.3.24):

$$Q = C * bv * \sqrt{2 * a * g} * (h - \frac{a}{3}) \quad (12)$$

Resultando la expresión lineal del tirante líquido en función del caudal:

$$h = \frac{Q}{C * bv * \sqrt{2 * a * g}} + \frac{a}{3} = k_1 * Q + k_2 \quad (13)$$

Donde:

Q = caudal a través del vertedero (m^3/s)

C = coeficiente de gasto, comprendido entre 0,600 y 0,625

a = altura (m) de la abertura inferior de ancho constante, que compensa el área correspondiente a la parte asintótica de la curva ("x" tiende a ∞ para "y" tendiendo a cero)

bv = ancho de la abertura inferior rectangular (m)

g = aceleración de la gravedad (m/s^2)

h = tirante líquido medido desde la base del vertedero (coincidente, en este caso, con la solera del canal)

K_1 y K_2 = constantes que dependen de las dimensiones del vertedero

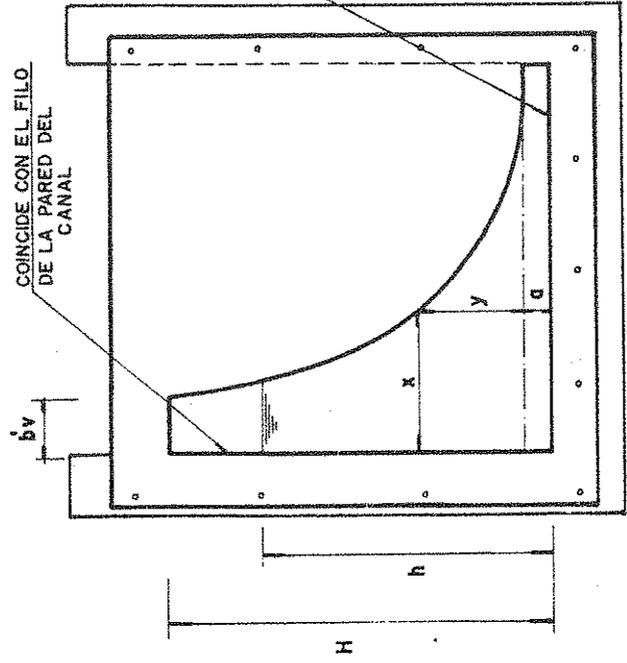
En la figura 11.3.24 se aprecia el vertedero desarrollado por Sutro y el presentado posteriormente por Rettger.

Se observa que la diferencia entre el vertedero proporcional asimétrico (Sutro) y el simétrico (Rettger) es puramente formal, ya que ambos presentan la misma sección de pasaje para un mismo tirante "h".

$$Q = C \cdot b_v \sqrt{2 g g (h - \frac{g}{3})}$$

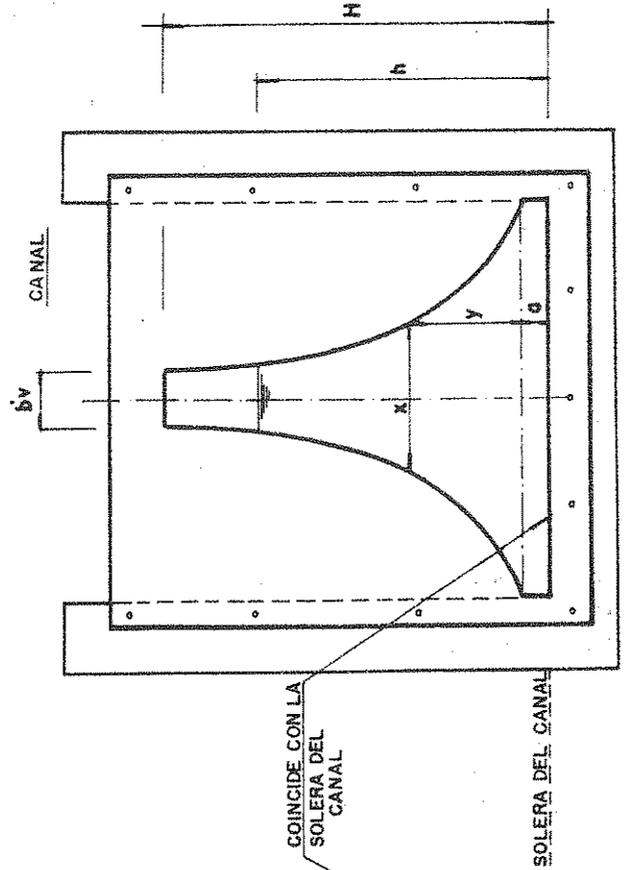
$$x = b_v (1 - \frac{2}{\pi} \arcsin \sqrt{\frac{y}{g}})$$

$$b_v = b_v (1 - \frac{2}{\pi} \arcsin \sqrt{\frac{H}{g}})$$



b_v
(coincide con el ancho del canal)

VERTEDERO DE SUTRO (1908)
(Asimétrico)



b_v
(coincide con el ancho del canal)

VERTEDERO DE RETTGER (1914)
(Simétrico)

Figura.11.3.24

Respecto de la altura "a", que es uno de los parámetros que debe adoptar el proyectista, Pratt informa que no es conveniente adoptar valores inferiores a 1/8" (3,2 mm) pues el coeficiente de gasto se torna errático. En un desarenador típico, precedido por rejillas de 20 a 25 mm de separación entre barros, es recomendable que "a" no sea inferior a los 30 mm y preferentemente 50 mm, para evitar eventuales atascamientos.

Pratt desarrolló la expresión analítica de la parte curva de la abertura para ambos vertederos, definida por:

$$\frac{x}{bv} = 1 - \frac{2}{\pi} \arctg \sqrt{\left(\frac{y}{a}\right)}$$

En el cuadro 11.3.11 se han tabulado los valores de "x / bv" para cada "y / a", para facilitar el cálculo del ancho "x" para cada altura "y", tomada a partir de la parte superior de la abertura rectangular inferior.

En cuanto al coeficiente "C" de gasto, puede ser estimado con bastante aproximación con el ábaco de la figura 11.3.25, para lo cual deben conocerse las dimensiones "a" y "bv".

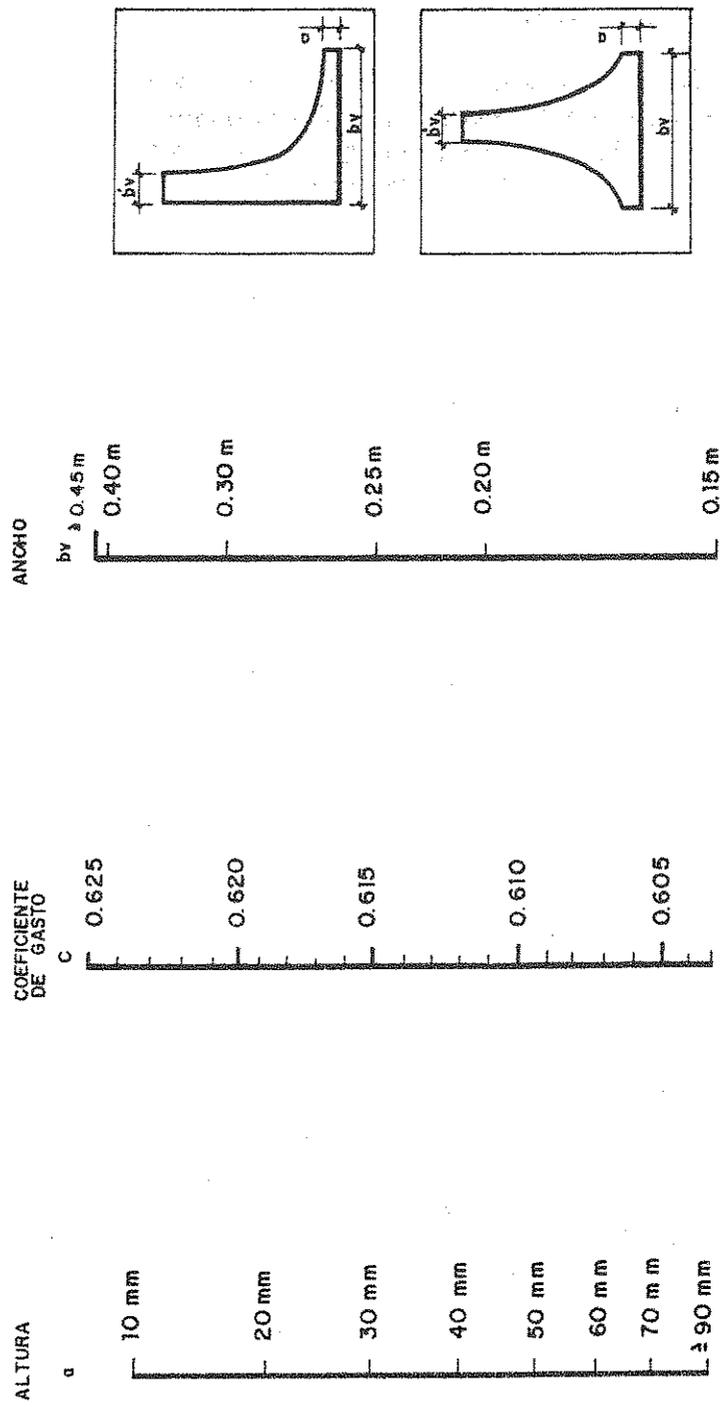
Cuadro 11.3.11

Relaciones dimensionales de vertederos proporcionales

y/a	x/bv	y/a	x/bv	y/a	x/bv
0,1	0,805	1,0	0,500	10,0	0,195
0,2	0,732	2,0	0,392	12,0	0,179
0,3	0,681	3,0	0,333	14,0	0,166
0,4	0,641	4,0	0,295	16,0	0,156
0,5	0,608	5,0	0,268	18,0	0,147
0,6	0,580	6,0	0,247	20,0	0,140
0,7	0,556	7,0	0,230	25,0	0,126
0,8	0,516	8,0	0,216	30,0	0,115
0,9	0,517	9,0	0,205	35,0	0,107

Cuando resulte necesario calcular el valor de "bv" a partir de la expresión (12) para valores adoptados de "a" y "h", se elegirá para el primer cálculo un valor de "C" comprendido entre 0,600 y 0,625. Con el valor de "bv" así obtenido se determinará un nuevo valor de "C" en el ábaco y se recalculará "bv" con la expresión (12) y así sucesivamente hasta obtener la convergencia. En igual forma se procederá si es necesario calcular "a" con la expresión (12) para valores conocidos de "bv" y "h".

VERTEDERO PROPORCIONAL



ABACO PARA LA ESTIMACION DEL COEFICIENTE DE GASTO

Figura 11.3.25

Si el vertedero proporcional se utiliza también como aforador de caudal, la escala correspondiente se trazará utilizando la expresión (13).

La relación entre el ancho "bd" del desarenador a regular y el ancho "bv" del vertedero proporcional puede obtenerse partiendo del caudal Q que es el mismo en ambos. En efecto, el caudal en el desarenador vale, para el caudal máximo:

$$Q_{\text{máx}} = U_F * A_t = U_F * b_d * H$$

Este caudal es el mismo que el que pasa a través del vertedero, dado por la expresión (12), por lo que puede escribirse:

$$Q_{\text{máx}} = C * b_v * \sqrt{2 * a * g} * \left(H - \frac{a}{3} \right) = U_F * b_d * H$$

De donde resulta:

$$\frac{b_d}{b_v} = \frac{C * \sqrt{2 * a * g}}{U_F} * \left(1 - \frac{a}{3 * H} \right)$$

Dado que habitualmente $a \ll H$, la relación puede escribirse:

$$\frac{b_d}{b_v} \approx \frac{C * \sqrt{2 * a * g}}{U_F} \quad (14)$$

Para "a" comprendido entre 0,03 y 0,05 m, $U_F = 0,30$ m/s y $C = 0,615$ la relación b_d / b_v varía entre 1,57 y 2,03, lo que indica que en desarenadores típicos el vertedero será bastante más angosto que el canal de sedimentación, por lo que deberá preverse una transición suave desde el final de este último hasta el vertedero (ángulo $\alpha = 5^\circ 30'$ entre la pared del canal y el eje de la corriente).

Normalmente el vertedero proporcional para líquido cloacal se construye en taller, calando una chapa de acero inoxidable calidad 316 de 2 a 3 mm de espesor. Si se utilizaran espesores menores deberán preverse perfiles de refuerzo para evitar la flexión de la chapa.

El canal de transición se termina a tope de las paredes y el fondo, fijando la chapa sobre la sección transversal de las mismas mediante tornillos de acero inoxidable, con una junta de goma apta para líquido cloacal, de 3 mm de espesor.

Para evitar la resuspensión, puede construirse la solera del desarenador con losetas de hormigón con junta abierta y debajo prever un canal de almacenamiento de sedimentos con fuerte pendiente (8 % ocho por mil) desde la salida hacia la entrada, si se limpia manualmente, por presión hidrostática, paleado o manguereado, como ocurrirá en la mayoría de las plantas pequeñas.

Estos desarenadores admiten también sistemas mecánicos de barrido de fondo. En este caso no se utilizan losetas con junta abierta o tornillos sumergidos en un canal colector central.

C.- Desarenadores Regulados por Canaleta Parshall

En este caso la sección transversal del canal desarenador será parabólica, de exponente $n \approx 0,5$ (en realidad varía ligeramente para cada tamaño de canaleta Parshall).

Respecto del desarenador regulado con vertedero proporcional presenta la desventaja del mayor costo constructivo del canal parabólico respecto del rectangular y la ventaja de la menor pérdida de carga que presenta la canaleta Parshall.

La ley de variación del ancho "x" del desarenador con la altura "h" se obtiene de las expresiones (9) y (11):

$$Q = K * h^n \quad (9)$$

$$x = \frac{n * K}{U_F} * h^{n-1} = \frac{K'}{U_F} * h^{n-1} = K'' * h^{n-1} \quad (11)$$

Siendo la expresión general de la función $Q = f(h)$ la siguiente (en unidades métricas):

$$Q = 0,372 * W * (3,28 * h)^{1,57 * W^{0,026}} \quad (12)$$

Donde:

W = ancho de la garganta (m)

h = tirante líquido en la zona de medición (m)

Comparando la (12) con la (9) y también de la (11) se obtiene:

$$K = 0,372 * W * (3,28)^{1,57} * W^{0,026} \quad (13)$$

$$n = 1,57 * W^{0,026} \quad (14)$$

$$K' = n * K$$

Valores que se han agrupado en el cuadro 11.3.12 para los anchos típicos "W" de garganta. Una vez seleccionada la canaleta Parshall en base al caudal de diseño, se obtienen del cuadro los valores de K' y n que permiten definir la forma de la sección transversal del canal desarenador a través de $x = f(h)$, siendo:

$$x = \frac{K'}{U_F} * h^{n-1}$$

$$Q = K * h^n$$

Cuadro 11.3.12

Coefficientes y exponentes para canaletas Parshall típicas (una canaleta por desarenador)

Ancho "W" de la garganta (m)	K	n	K'
0,076	0,176	1,547	0,272
0,152	0,381	1,580	0,602
0,229	0,535	1,530	0,818
0,305	0,692	1,522	1,053
0,457	1,054	1,538	1,621
0,610	1,430	1,550	2,216
0,915	2,184	1,556	3,398
1,220	2,935	1,578	4,631
1,525	3,734	1,587	5,926
2,830	4,515	1,595	7,201
2,135	5,306	1,601	8,495
2,440	6,101	1,606	9,798

A efectos ilustrativos se reproduce el ejemplo clásico desarrollado por el Ing A.A. Barbeito (Desarenadores regulados, Boletín de OSN N° 48, junio de 1941) para dos desarenadores gemelos, trabajando en paralelo, con una sola canaleta Parshall, para desarenar un caudal que varía entre

$Q_{\min} = 0,07 \text{ m}^3/\text{s}$ y $Q_{\max} = 0,17 \text{ m}^3/\text{s}$, con una velocidad horizontal en los desarenadores de $0,30 \text{ m/s}$.

Según el rango de caudales, la canaleta seleccionada es la de $W = 0,305 \text{ m}$, con $n = 1,522$ y $K' = 1,053$. Dado que el valor de K' obtenido del cuadro 11.3.12 es válido para una canaleta por desarenador y en este caso se utilizan dos desarenadores para una sola Parshall, el ancho "x" calculado según la expresión (11) deberá dividirse por 2 para obtener el ancho de cada desarenador (pues el caudal a través de cada uno es la mitad del que pasa a través de la canaleta) o lo que es lo mismo, dividir por 2 el valor de K' . En efecto, siendo x_t el ancho total (un único desarenador para el caudal total), el ancho de uno solo de los dos desarenadores sería:

$$x = \frac{x_t}{2} = \frac{K'}{2 * U_F} * h^{n-1} = \frac{K''}{U_F} * h^{n-1}$$

Siendo:

$$K'' = \frac{K'}{2} = \frac{1,053}{2} = 0,5265$$

De donde resulta que el ancho "x" de cada desarenador, estará dado por:

$$x = \frac{K''}{U_F} * h^{n-1} = \frac{0,5265}{0,30} * h^{1,522-1} = 1,755 * h^{0,522}$$

Con esta expresión puede calcularse el ancho "x" para cada altura "h", obteniéndose los valores que pueden observarse en la figura 11.3.26. En dicha figura también se ha dibujado la sección transversal de uno de los desarenadores: la línea punteada indica la sección teórica y la línea llena la sección práctica aproximada por segmentos de recta, que permite su construcción con encofrados comunes. Con esta sección práctica, según demuestra Barbeito, la variación de velocidad horizontal, alrededor del valor $0,30 \text{ m/s}$, es del orden de $+0,3 \%$ para Q_{\max} y ligeramente superior al $-1,0 \%$ para Q_{\min} , una regulación muy satisfactoria para los fines prácticos.

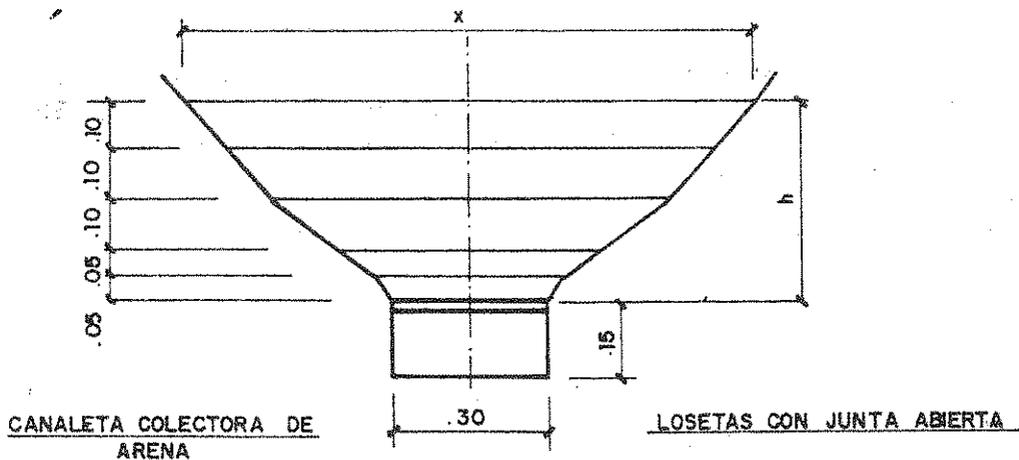


Figura 11.3.26

Sección transversal del desarenador regulado por canaleta Parshall (ejemplo desarrollado por el Ing.A.A.Barbeito en el boletín de O.S.N N°48)

D.- Desarenadores Regulados por Garganta Rectangular

La función $Q = f(h)$ en una garganta rectangular como la de la figura 11.3.27 está definida por:

$$Q = C * b * h^{1,5} = K * h^n$$

Siendo:

C = coeficiente de gasto

b = ancho de la garganta

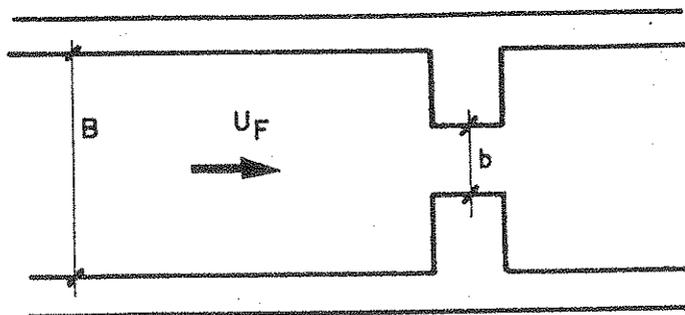
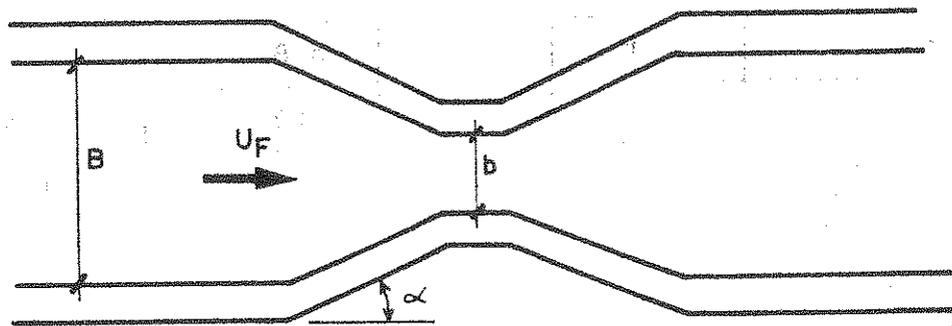
$K = C * b$

De modo análogo a lo definido en el punto anterior, puede escribirse, en base a la expresión (11):

$$x = \frac{n * K}{U_F} * h^{n-1} = 1,50 * \frac{C * b}{U_F} * h^{0,5}$$

O sea:

$$x = 1,50 * \frac{C * b}{U_F} * \sqrt{h} \quad (15)$$



$\alpha = 90^\circ$

Figura 11.3.27

Gargantas rectangulares

Donde el coeficiente de gasto vale $C = m * C'$, siendo m un factor de corrección por contracción paulatina o brusca cuyos valores se observan en el cuadro 11.3.13, mientras que C adopta los valores del cuadro 11.3.14 siendo b = ancho de garganta y B = ancho del canal aguas arriba de la garganta.

En la misma forma que en el punto anterior para la canaleta Parshall, definida las dimensiones de la garganta rectangular, puede calcularse el ancho del canal desarenador para cada tirante líquido "h", resultando una sección transversal con forma de parábola cuadrática.

Cuadro 11.3.13
Garganta rectangular
Corrección por
contracción imperfecta

α	m
10°	1,00
15°	0,99
30°	0,98
45° a 90°	0,95

Cuadro 11.3.14
Garganta rectangular
Coeficiente de gasto C'

b/B	C'
0,10	1,68
0,20	1,72
0,25	1,75
0,30	1,78
0,40	1,86

Fuente: J.F. Domínguez, Hidráulica, 1959

11.3.3.4.- Desarenadores de Caudal Constante

Se trata de unidades que trabajan en conjunto con una electrobomba de elevación en un esquema similar al de la figura 11.3.28. En esa forma, por cada desarenador circula un caudal prácticamente constante, que es el caudal de la bomba, que sólo varía entre los límites impuestos por los niveles máximo y mínimo del líquido en el pozo de bombeo.

Eligiendo bombas cuyas curvas H-Q sean suficientemente empinadas (poca variación de caudal con la altura) puede conseguirse que cada canal desarenador trabaje dentro del rango de velocidades horizontales recomendadas.

Se observa que esta instalación no requiere válvulas de aislación ni de retención, situación que favorece el mantenimiento.

11.3.4.- Barrido y Extracción de Sedimentos

11.3.4.1.- Sistemas de Barrido y Extracción

Uno de los problemas más importantes en el diseño de desarenadores los constituye el barrido y la extracción de los sólidos retenidos.

Esta operación puede efectuarse en forma manual o motorizada, por medio de mecanismos con distintos grados de complejidad, según se aprecia en el cuadro 11.3.15.

Esta enumeración no pretende ser exhaustiva, ya que permanentemente se desarrollan nuevos equipos y sistemas, pero cubre los tipos que con mayor frecuencia se encuentran en plantas de tratamiento.

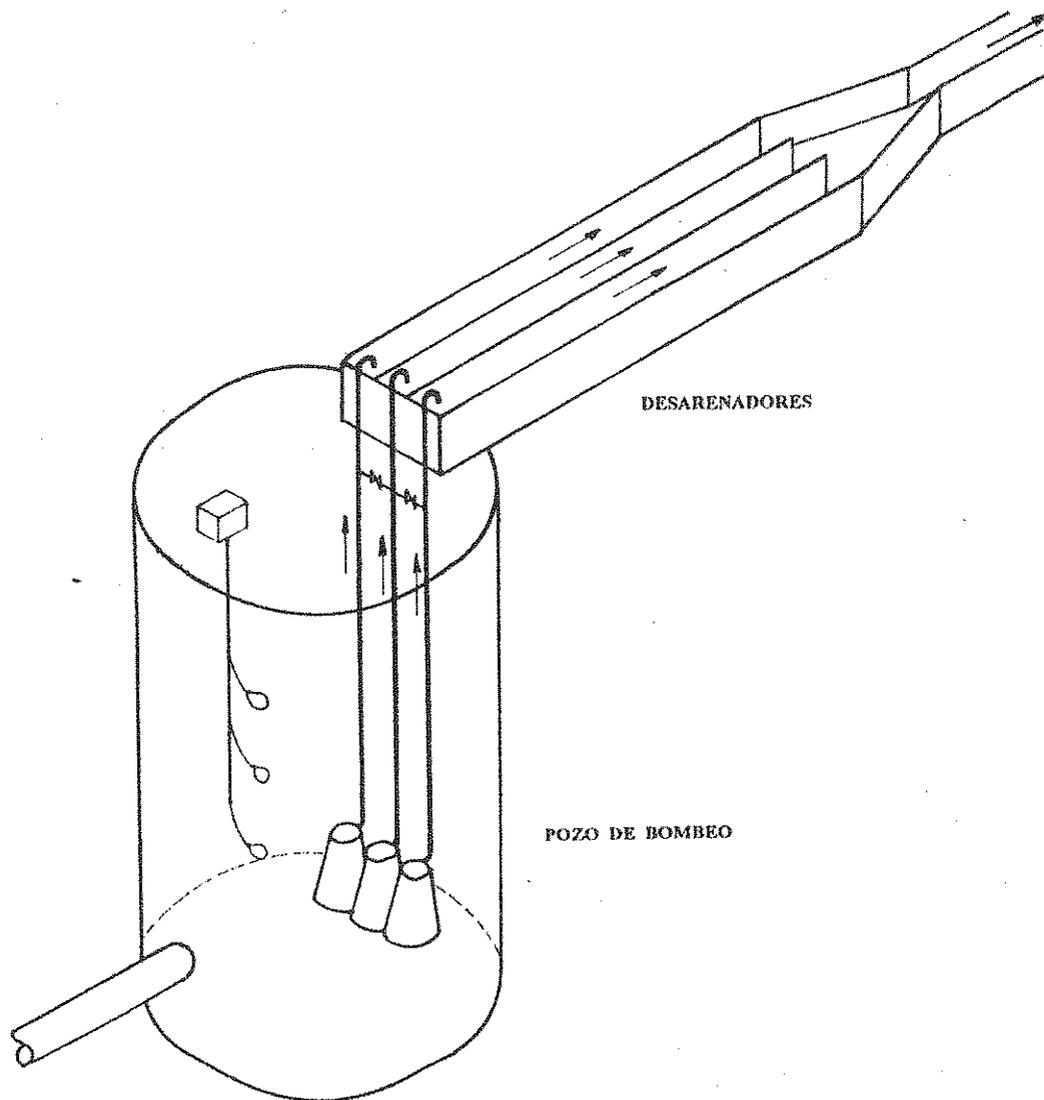


Figura 11.3.28

Desarenador de caudal constante

Para el tipo y tamaño de plantas de tratamiento a utilizar en el saneamiento rural, deberá darse prioridad a los sistemas de limpieza manual por su menor costo inicial y por no requerir el mantenimiento que exige un equipo mecánico.

En este ámbito, el desarenador de canal rectangular con vertedero proporcional y limpieza manual es el que presenta mayores ventajas, si el perfil hidráulico del sistema admite la pérdida de carga que introduce.

Cuadro 11.3.15
Sistemas de barrido y extracción de sedimentos

Limpieza manual	Falso fondo de losetas con junta abierta	Canal inferior. Extracción a mano con pala, con desarenador fuera de servicio
	Falso fondo de losetas con junta abierta	Canal inferior de fuerte pendiente o tolvas troncocónicas. Extracción por carga hidráulica o por bombeo
Limpieza motorizada	Falso fondo de losetas con junta abierta	Canal inferior horizontal con bomba a tornillo horizontal, hasta punto de izaje
	Falso fondo de losetas con junta abierta	Canal de fuerte pendiente con tornillo en el extremo
	Fondo rectangular	Paletas barredoras de movimiento rectilíneo longitudinal, con mecanismo de cadenas. Extracción por tornillos o lavador de arena
	Fondo circular	Paletas barredoras giratorias con pozo recolector. Extracción por tornillos o lavador de arena

La limpieza manual a pala es una tarea resistida por los operadores y por lo tanto es de esperar que estos desarenadores trabajen habitualmente colmatados y con arrastre de fondo. Además requiere retirar de servicio a la unidad por un tiempo considerable.

La limpieza manual por carga hidráulica es más cómoda para el operador pero presenta el inconveniente de arrastrar líquido crudo y material orgánico hacia la zona de disposición. Requiere el lavado de la arena o un buen sistema de relleno sanitario controlado y muchas veces deben utilizarse ambos procesos. La disposición o el retorno al tratamiento del líquido crudo usado para fluidizar y transportar los sólidos, es otro problema que se plantea al proyectista.

La extracción por bombeo presenta los mismos inconvenientes que la anterior: deben proveerse playas de lavado y secado de arenas y disponer adecuadamente o retornar al tratamiento los líquidos crudos y los desagües del lavado de arenas.

Los sistemas de limpieza y extracción motorizada o mecánica, son en su mayoría complicados. El barredor de fondo más sencillo es el de paletas giratorias (figura 11.3.18). El de cadenas y paletas para cámaras y canales rectangulares

(figura 11.3.29) es más complicado y requiere cadenas de muy buena calidad aptas para trabajar sumergidas en líquido cloacal. Ambos sistemas, así como los tornillos de extracción, requieren buen mantenimiento y una excelente calidad de origen, dado que deben trabajar en condiciones muy agresivas.

El proyectista debe tener presente que, en general, no se trata de equipos de fabricación casera, que puedan construirse en talleres improvisados. En estas instalaciones es fundamental la adecuada elección de los materiales y la solución de todos los detalles constructivos en base a la experiencia probada en múltiples obras. Por esa razón, si se opta por este tipo de equipamiento, las especificaciones técnicas deben ser muy exigentes sobre la calidad de los equipos y sobre la experiencia y garantía que deben brindar sus fabricantes.

Respecto a la extracción de los sedimentos, además de la operación manual (a pala o por carga hidráulica) el sistema que le sigue en simplicidad es el de bomba de aire (air lift) que consiste en la inyección de aire en la cañería sumergida, obteniéndose una mezcla de aire y líquido dentro de la misma de menor densidad que el líquido exterior, que por lo tanto asciende por la cañería desplazado por este último, arrastrando los sedimentos fluidizados. La instalación de aire que requiere no es complicada, si bien se trata de un compresor que necesita un mantenimiento razonable (limpieza de filtro, cambio de aceite, etc). Este sistema no arrastra los sólidos más pesados, por lo que es necesario vaciar el desarenador periódicamente para limpiarlo manualmente.

La bomba a tornillo es también muy utilizada para la extracción de sedimentos. Esta bomba admite ángulos no superiores a 40° con el plano horizontal, para funcionar eficientemente, lo que la hace ocupar un espacio importante en planta.

No deben utilizarse bombas centrífugas para la extracción de sedimentos por el excesivo desgaste por abrasivos que ocasionarían las arenas.

11.3.4.2.- Lavado de Arenas y Sedimentos

Cuanto más libre de materia orgánica putrescible se encuentren las arenas extraídas de los desarenadores, más sencillo será su manejo y disposición final, con menos olores y presencia de insectos.

Existen equipos e instalaciones específicas para el lavado de arenas y en otros casos los mismos equipos de extracción cumplen esta función.

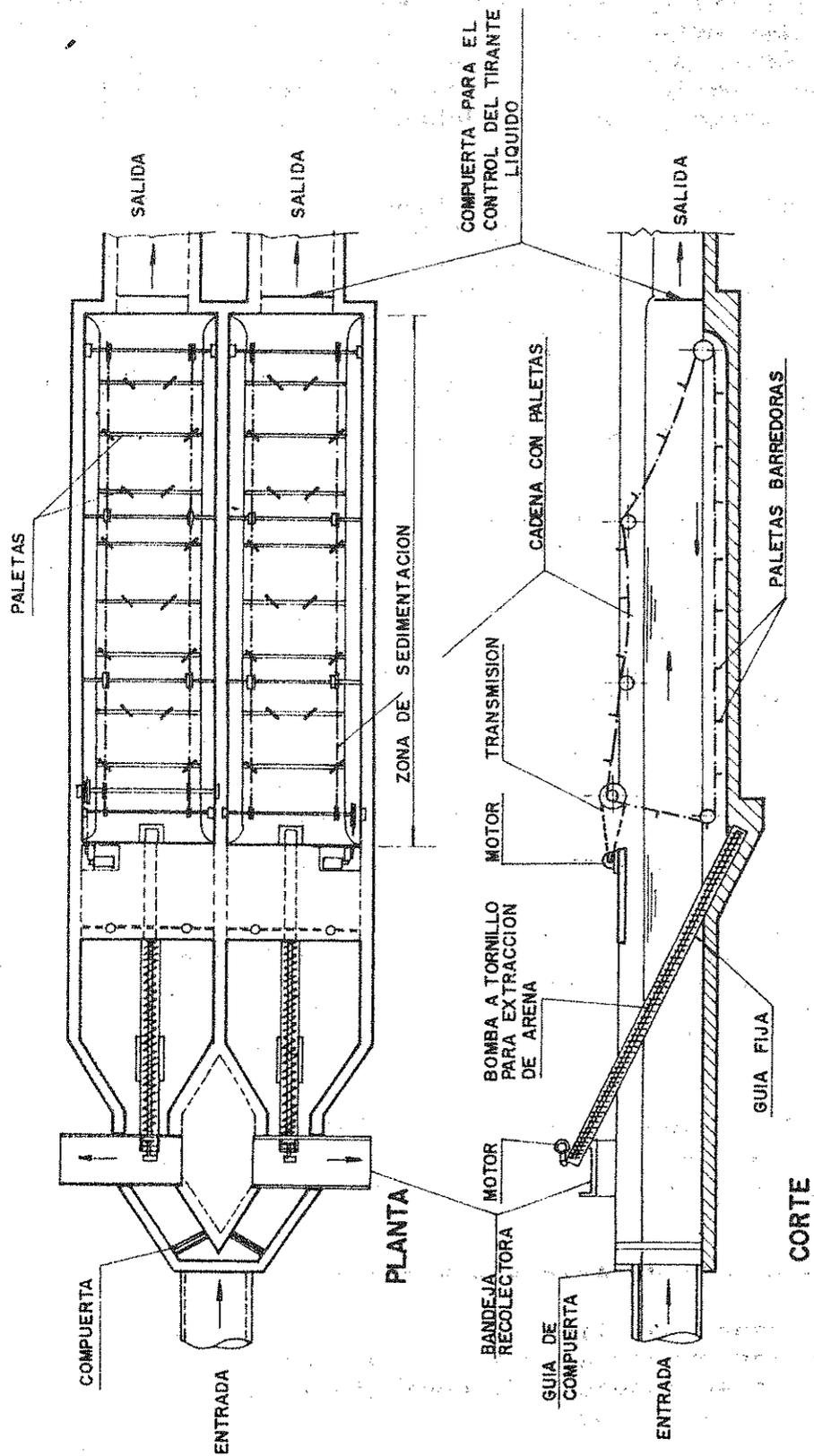


Figura 11.3.29

Por ejemplo, las bombas a tornillo realizan también una función de lavado de los sedimentos, durante el lento transporte ascendente, que permite el escurrimiento del líquido cloacal. Esta acción puede ser reforzada con un spray de agua limpia aplicada sobre el tornillo, inmediatamente arriba del nivel máximo del líquido cloacal, que ayuda a la reducción de productos volátiles.

Los extractores - lavadores de arena de acción oscilante (figura 11.3.19) también suelen incorporar un sistema de agua limpia para dilución, que mejora la calidad del sedimento y facilita su disposición final.

Cuando la extracción se realiza por bomba de aire o carga hidráulica, junto con los sedimentos salen del desarenador volúmenes más o menos importantes de líquido cloacal crudo.

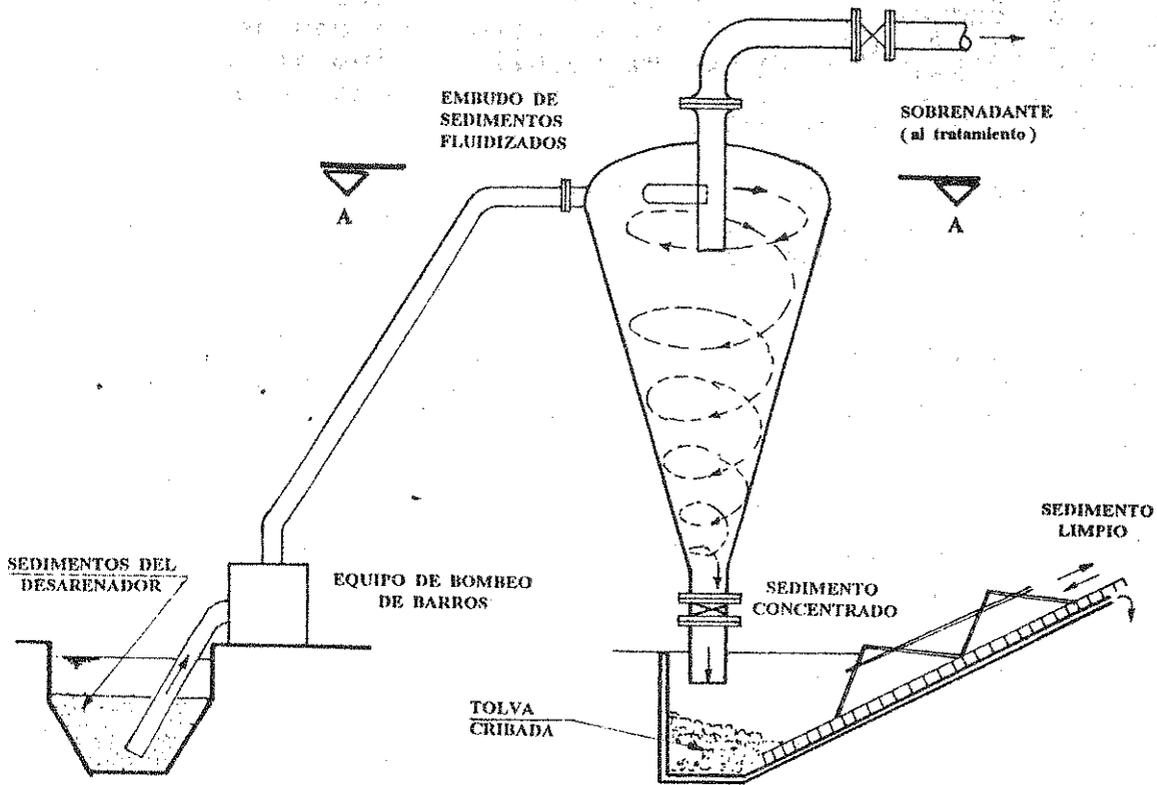
Si el perfil hidráulico lo permite, estos líquidos crudos deben volver al tratamiento. Si así no fuera, pueden mezclarse con el efluente tratado, si es posible antes de la desinfección.

Otra posibilidad es su infiltración en el terreno, pero esta solución solo debería aceptarse si los estudios hidrogeológicos aseguran que no se producirá la contaminación de acuíferos aprovechables.

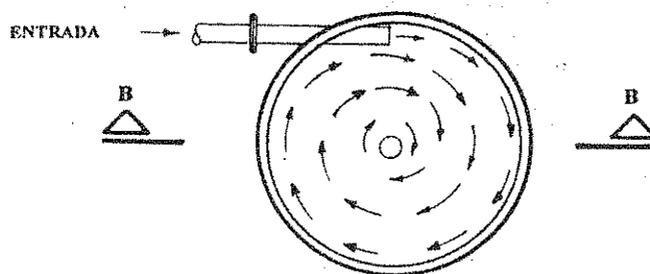
Los sedimentos fluidizados pueden enviarse a una playa o a una cámara de lavado. La playa presenta la ventaja de un manejo más sencillo de las arenas ya lavadas.

Las dimensiones de las playas o la cámara se proyectarán en base a los volúmenes de arenas retenidas y a la frecuencia de extracción. El lavado en playas puede efectuarse por manguereado con agua limpia o con spray desde cañerías fijas. El lavado en cámaras puede efectuarse por fluidización en contracorriente. En estos casos, los sedimentos lavados pueden transportarse fluidizados por cañería hasta el lugar de disposición final (requiere volúmenes importantes de agua y un buen drenaje con el lugar de disposición).

Otra posibilidad de lavado y secado de sedimentos extraídos por bombeo es la concentración de los mismos mediante un separador ciclónico como el de la figura 11.3.30 seguido de un secador basculante o bien a tornillo, que entregan arena con muy pocos compuestos volátiles y baja carga orgánica. El considerable equipamiento que requiere esta opción hace aconsejable un estudio técnico económico previo a su implementación.



CORTE B - B



CORTE A - A

Figura 11.3.30

Concentrador - Lavador de arenas del tipo 'cicloico'

11.3.5.- Disposición Final de los Sedimentos

La mejor solución para disponer los sedimentos extraídos de un desarenador es el relleno sanitario adecuadamente proyectado y controlado. Esta solución elimina focos sépticos y de contaminación secundaria y controla eficientemente los olores derivados de la putrefacción de la materia orgánica asociada con las arenas. Como posiblemente se utilice una solución similar para disponer los sólidos retenidos por las rejillas, el costo inicial puede ser compartido para ambas disposiciones.

Solamente cuando exista un eficiente sistema de lavado de sedimentos que asegure que el porcentaje de materia putrescible es menor que el 2% , se recomiendan otros métodos de disposición, tales como desparramo y mezcla en el terreno o secado en playas.

Para el relleno sanitario vale lo ya expresado respecto de los sólidos extraídos de las rejillas: el proyecto de la planta de tratamiento incluye el proyecto del relleno sanitario y éste, a su vez, requiere conocer las características del terreno y la hidrogeología del lugar, entre otras cosas, para evitar que la disposición de estos residuos genere problemas de contaminación incontrolada en suelos y acuíferos.

En cuanto al proyecto del relleno en sí, el mismo seguirá las pautas usuales para la disposición de residuos sólidos por esta técnica.

11.4.- SEDIMENTADORES

11.4.1. - Aspectos Generales de la Sedimentación

Los conceptos básicos que se desarrollan en este capítulo justifican los criterios de diseño adoptados en los proyectos tipo y en las Normas respectivas y son de aplicación en el estudio de las siguientes unidades de tratamiento:

- Desarenadores (capítulo 11.3)
- Sedimentadores primarios
- Sedimentadores secundarios

La diferencia básica entre estas unidades, reside en el tipo de mezcla líquido-sólidos que procesa cada una y en las características físicas de la porción de sólidos que deben ser separados del líquido durante el tratamiento en cada unidad. En base a esas características físicas, los sólidos a separar pueden clasificarse y relacionarse con cada tratamiento, en forma suficientemente aproximada, según el siguiente detalle:

- Partículas discretas (desarenadores)
- Partículas floculentas en concentración baja o media (sedimentadores primarios)
- Partículas floculentas en alta concentración (sedimentadores secundarios)

A su vez, el proceso de sedimentación de sólidos en el seno de un líquido puede clasificarse según el siguiente detalle:

Tipo	Partículas	Concentración de sólidos (gr/m ³)	Proceso de sedimentación	Se produce en
I	Discretas	20 a 60	de partículas discretas	Desarenadores
II	Aglomerables	0,1 a 2,0	de partículas aglomerables en bajas concentraciones	Sedimentadores primarios
III	Aglomerables	1.000 a 10.000	de partículas aglomerables en altas concentraciones, de manto de lodos o de zona	Sedimentadores secundarios
IV	Aglomerables	> 10.000	de partículas aglomerables en muy altas concentraciones	Sedimentadores secundarios y espesamiento de lodos

En la figura 11.4.1 se observa la ubicación de cada tipo de sedimentación en el plano "concentración de sólidos tipo de partículas".

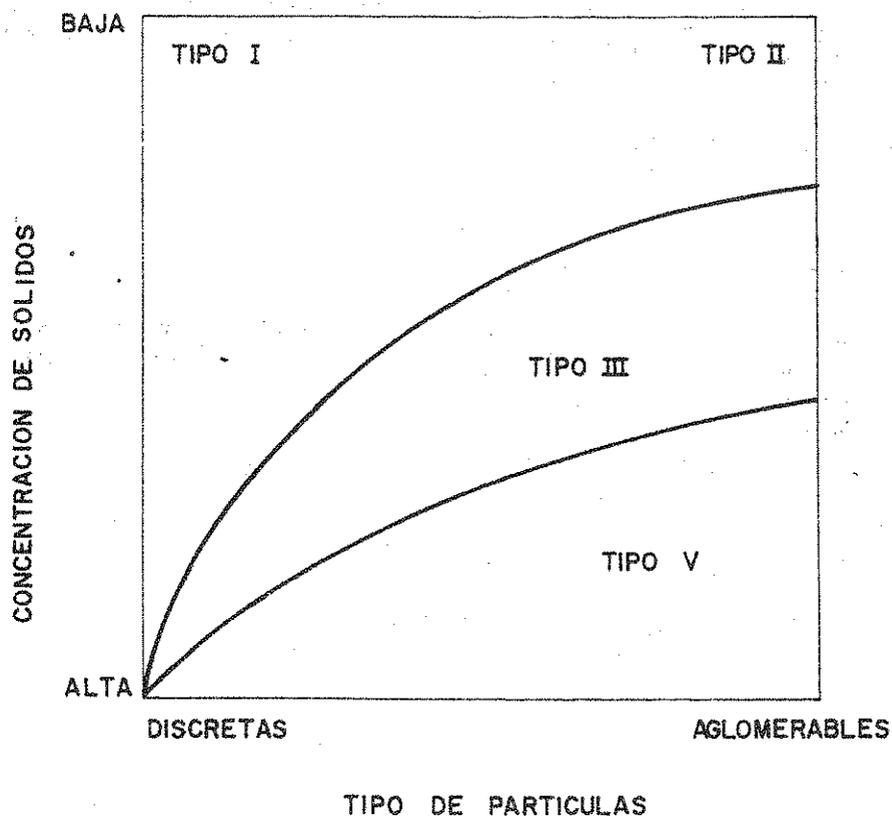


Figura 11.4.1

Clasificación de los tipos de sedimentación

El tipo I es el proceso que gobierna el diseño de desarenadores, mientras que el tipo II lo hace con el diseño de sedimentadores primarios.

Los tipos III y IV de sedimentación, por su parte, definen el diseño de los sedimentadores secundarios, mientras que el proceso tipo IV influye en el diseño de las unidades espesadoras de lodos.

En la sedimentación tipo I, las partículas mantienen sus características físicas invariables durante todo el proceso, mientras que en las restantes se modifican.

En la sedimentación del tipo II, las partículas van aumentando su tamaño por aglomeración o floculación, a medida

que decantan, por lo que su velocidad de sedimentación aumenta con la profundidad. El proceso de clarificación es gradual, a medida que el líquido avanza en el tanque. En la sedimentación del tipo III, las partículas sedimentan en forma de "manto", manteniendo la misma posición relativa entre ellas (para ello se requiere una alta concentración de sólidos). La clarificación se produce en forma más abrupta, descendiendo el manto de lodos y dejando clarificada la capa superior del líquido.

La sedimentación del tipo IV es un proceso que se produce con muy elevadas concentraciones de sólidos (por ejemplo, en las capas inferiores del volumen de lodos de un sedimentador secundario o en un espesador). Los flocs son gradualmente comprimidos por el peso de las capas superiores y van espesándose, perdiendo humedad y tornándose más compactos.

11.4.2.- Sedimentación de Partículas Aglomerables en Medias y Bajas Concentraciones (Tipo II). Sedimentadores Primarios

11.4.2.1.- Aspectos Teóricos y Experimentales

11.4.2.1.a.- Sedimentación del Tipo II

En el análisis teórico de la sedimentación de partículas floculentas o aglomerables, son de aplicación los principales conceptos tratados en la sedimentación de partículas discretas, pero tomando en cuenta la diferencia fundamental que existe entre ambos procesos.

En efecto, en la sedimentación del tipo I, las partículas discretas mantienen sus características físicas prácticamente invariables durante todo el proceso.

En cambio, en la sedimentación del tipo II, las partículas floculentas inician la sedimentación como partículas discretas aglomerándose a medida que descienden hacia el fondo, modificando su forma, tamaño y densidad, cambiando su velocidad de sedimentación.

Esta variación de velocidad vertical con el tiempo y la profundidad, impide formular una expresión matemática exacta para la distribución de velocidades de sedimentación de un conjunto de partículas aglomerables, por lo que los parámetros que se utilizan para el diseño, deben obtenerse a partir de ensayos de sedimentación del líquido cloacal y del estudio del funcionamiento de unidades ya construídas.

11.4.2.1.b.- Aglomeración o Floculación de Partículas

El proceso de sedimentación de partículas floculentas fue estudiado analíticamente por Camp, a partir del año 1942, sin llegar a una solución matemática del problema.

El autor citado identificó dos posibilidades de aglomeración o floculación:

- a.- Por diferencia de velocidades de sedimentación entre partículas, que hace que las que sedimentan más rápido alcancen a las más lentas y se agreguen con ellas.
- b.- Por gradiente de velocidad en el fluido, que hace que las partículas de una zona de mayor velocidad, alcancen a aquellas de una corriente adyacente de menor velocidad y se agreguen con ellas.

El primer mecanismo de aglomeración, es el que existe en un tanque con fluido en reposo, mientras que el segundo se presenta cuando el fluido es agitado, cambia de dirección o se desplaza en el tanque, generando gradientes de velocidad.

Dado que la aglomeración o floculación de partículas aumenta el tamaño de éstas, haciendo que sedimenten más rápidamente, la eficiencia de la sedimentación será mayor, cuando mayor sea la floculación.

El grado de floculación es función del gradiente de velocidad del fluido, el cual no puede incrementarse excesivamente porque las partículas aglomeradas son frágiles, y están expuestas a rotura por esfuerzos de corte, siendo menor el esfuerzo necesario para la rotura cuanto más grande es la partícula.

Para cada valor de gradiente se formarán partículas de un tamaño final diferente, que dependerá de la resistencia de ese floc a los esfuerzos de corte. Cuanto más resistente sea el floc, mayor será el tamaño límite que alcanzará y cuanto mayor sea el gradiente de velocidad, menor será ese tamaño límite.

Una conclusión importante a la que llegó CAMP, fue la relativa a la conveniencia de inducir la aglomeración de las partículas antes de ingresar al sedimentador, para incrementar su eficiencia. El resultado inmediato fue la aplicación en tratamientos de potabilización de agua, de una etapa de floculación antes de la sedimentación.

En el tratamiento de líquidos cloacales A.J.Fischer y A. Hillman (U.S.A), alrededor de la misma época, obtuvieron incrementos del 4% al 36% en la retención de sólidos en sedimentadores primarios, utilizando una prefloculación sin agregado de productos químicos, durante 20 minutos.

A pesar de estos resultados, no se ha extendido el uso de la prefloculación antes de la sedimentación primaria de líquidos cloacales domésticos, utilizándose con mayor frecuencia en sedimentadores secundarios.

Si bien existen equipos comerciales con floculación mecánica, la tendencia es aprovechar el gradiente de velocidad en cañerías, canales, o en la zona de ingreso del tanque, para favorecer la mezcla y aglomeración de las partículas.

La floculación en cañerías, se favorece impulsando al líquido a altas velocidades, pero requiere longitudes importantes para brindar un tiempo razonable de crecimiento del floc.

Los canales con tabiques (similares a los floculadores hidráulicos utilizados en potabilización de agua), requieren menor energía de bombeo y presentan poca pérdida de carga, pero tienen el problema de la limpieza y limitan las posibilidades de construir el sedimentador primario sobre el nivel del terreno. Estos últimos inconvenientes son menores en caso de sedimentadores secundarios, ya que por ser la última unidad de tratamiento normalmente se construyen enterrados.

11.4.2.1.c.- Velocidad de Sedimentación de Partículas Aglomerables

Si bien no es posible definir matemáticamente la distribución de velocidades de sedimentación en un conjunto de partículas floculentas a lo largo del tiempo y a diferentes profundidades, por lo menos pueden deducirse algunos conceptos generales sobre el tema.

De acuerdo con lo analizado, en la teoría de sedimentación de partículas discretas, la velocidad de sedimentación está influenciada por varios factores, entre los que pueden destacarse:

- Temperatura del líquido
- Concentración de partículas
- Turbulencia en la masa líquida

Cuando la temperatura del líquido aumenta, disminuye la densidad y la viscosidad cinemática del mismo y por lo tanto aumenta la velocidad de sedimentación. Existe entonces una relación directa entre esa velocidad y la temperatura; los líquidos cloacales sedimentan mejor cuando su temperatura es elevada.

La concentración de partículas o concentración de sólidos (gr de sólidos/m^3 de líquido cloacal) influye en

forma inversa sobre la velocidad de sedimentación, demorándola a medida que es mayor la concentración de sólidos. Dentro del rango de concentraciones medias, típico de la sedimentación del tipo II, a igualdad de acción floculante, se clarificará más rápidamente el líquido que posea menor concentración de sólidos.

Para altas concentraciones se produce el efecto de "manto de lodos" (blanket), típico de la sedimentación tipo III y el líquido sobrenadante clarifica rápidamente.

Finalmente, la turbulencia de la masa líquida influye negativamente sobre el proceso de sedimentación (no confundir con la turbulencia que favorece la aglomeración de las partículas; ésta debe ser previa al ingreso del líquido en el sedimentador ya que dentro de esta unidad la turbulencia debe reducirse al mínimo para reducir la demora en la sedimentación y la resuspensión de sólidos).

La turbulencia puede tener su origen en el inadecuado diseño del tanque y de sus áreas de entrada y salida, pero también, puede producirse por las corrientes de convección originadas por diferencias de temperatura en la masa líquida. Esto es muy común en climas fríos, donde las capas superiores del líquido, en el tanque sedimentador, se enfrían en contacto con el aire, mientras las inferiores mantienen la temperatura de llegada del líquido cloacal o la adquirida en el proceso, que pueden estar varios grados por arriba de la del aire. Esta situación suele dar lugar a corrientes convectivas importantes que levanten flocs en el proceso de sedimentación, arrastrándolos hasta la salida del decantador.

Para evitar el arrastre de sólidos por convección, suelen disponerse tabiques o trampas de floc, que reducen las posibilidades de que las partículas que ingresaron en la zona de almacenamiento de lodos, regresen a la zona de sedimentación.

11.4.2.1.d.- Ensayo de Sedimentación. Carga Superficial para Tanque Ideal

Dado que la sedimentación de partículas aglomerables no sigue ninguno de los modelos analizados para partículas discretas, es necesario recurrir a ensayos de sedimentación del líquido a tratar para determinar la carga superficial de diseño más conveniente.

Para líquidos cloacales domésticos, se han realizado múltiples ensayos y existen valores de cargas superficiales recomendadas, que son los que se han volcado en las Normas. Sin embargo, para casos especiales, donde exista un importante aporte industrial, puede resultar necesario efectuar un ensayo de sedimentación para ajustar los parámetros de diseño al tipo de líquido a tratar.

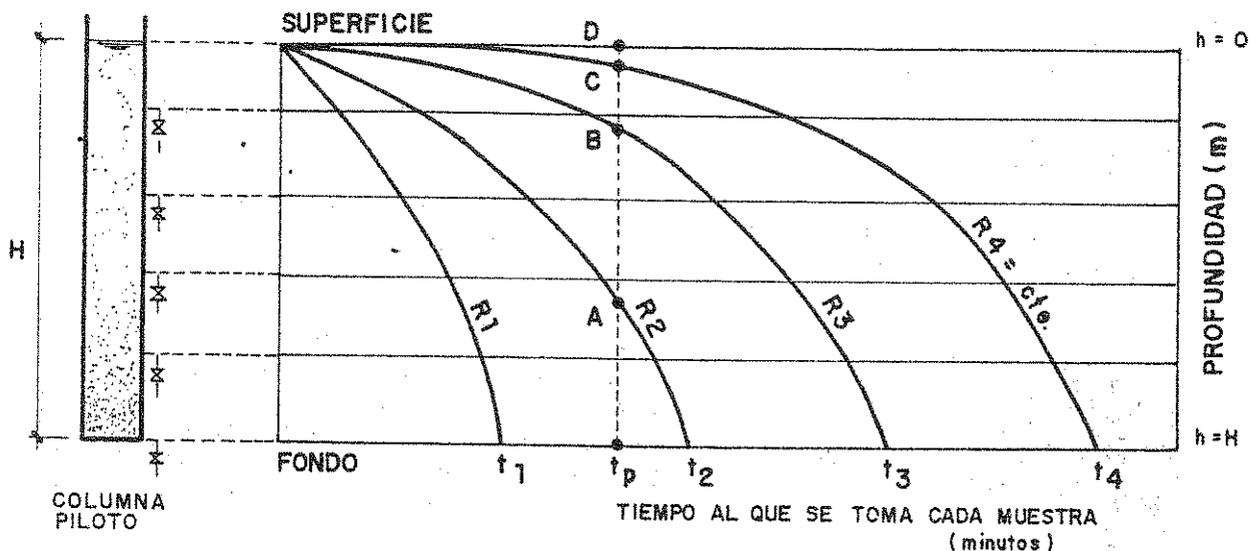
El ensayo es del tipo "batch", realizado en una columna piloto construida con un tubo de 100 a 150 mm de diámetro, de la misma profundidad que la zona de sedimentación del tanque (el tirante líquido a partir de la zona de acumulación de barros en un tanque Imhoff o el tirante líquido de la zona cilíndrica, en un sedimentador circular). En las paredes de la columna se instalan varios grifos toma-muestras a distintos niveles y el conjunto se mantiene a temperatura constante en un baño termostático. La temperatura de ensayo es habitualmente de $20 \pm 1^\circ\text{C}$.

El procedimiento de ensayo es el siguiente:

- Se determina la concentración de sólidos suspendidos en la muestra de líquido a ensayar (ésta será la concentración inicial C_0).
- Se mezcla la suspensión y se la vuelca inmediatamente en la columna de ensayo, en forma tal de asegurar una mezcla inicial uniforme.
- Se deja quieta la suspensión para que comience la sedimentación y se van tomando muestras a intervalos de tiempo determinados. Por ejemplo, a los 10 minutos de iniciado el ensayo, se toman todas las muestras, a cada profundidad, en el lapso más corto posible (en esa forma el resultado se asemeja a un muestreo simultáneo en todas las tomas).
- Se determina la concentración C_i de sólidos suspendidos en cada serie de muestras (cada serie corresponde a un tiempo diferente).
- Por diferencia con la concentración inicial, se determinan los valores de remoción porcentual de sólidos de cada muestra y en un gráfico se indica, para cada par de valores profundidad-tiempo, el porcentaje de remoción correspondiente.
- Con los puntos así determinados, es posible trazar por interpolación las curvas de igual remoción de sólidos (figura 11.4.2). Si la remoción "R" se expresa porcentualmente, el complemento a 100% de la misma resulta ser la concentración de sólidos suspendidos a esa profundidad (h), después de ese tiempo (t) de iniciado el ensayo. Por esa razón también estas curvas son denominadas de isoconcentración de sólidos suspendidos (la curva de 60% de remoción de sólidos coincide con la de 40% de concentración de sólidos, siendo 100% la concentración C_0 inicial de la muestra que se ensaya).

Las curvas de remoción de sólidos de la figura 11.4.2, ilustran claramente el proceso de sedimentación de las partículas floculentas, e indican la reducción porcentual de sólidos (respecto de la concentración inicial, en la

entrada) que se produce al cabo de cierto tiempo, para cada profundidad de la columna piloto.



$$R = 100 \frac{C_0 - C_A}{C_0}$$

REMOCION DE SOLIDOS SUSPENDIDOS

$$t_1, t_2, t_3, t_4 =$$

TIEMPOS DE PERMANENCIA REQUERIDAS PARA OBTENER LAS RENOVACIONES R₁, R₂, R₃, R₄.

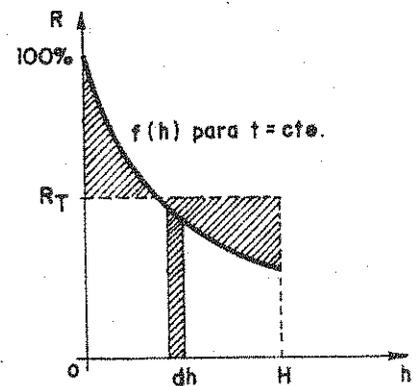
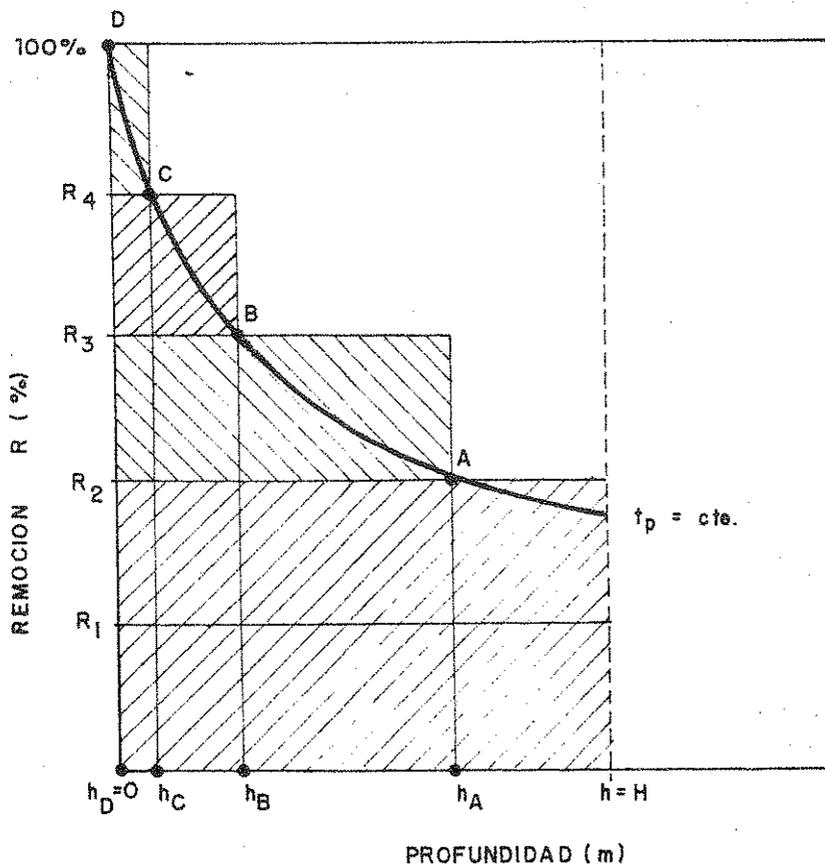
$$R_4 > R_3 > R_2 > R_1$$

Figura 11.4.2

Curvas de isoremoción resultantes de un ensayo de sedimentación de partículas aglomerables

Si se imagina lo que ocurre en la sección transversal de salida de un tanque sedimentador ideal rectangular, de la misma profundidad H que la columna piloto y con un tiempo de permanencia t_p (ver figura 11.4.2) los puntos A, B, C y D del gráfico estarían indicando la reducción en la concentración de sólidos suspendidos, que se ha producido a las profundidades h_A, h_B, h_C y h_D del tanque.

Puede entonces, construirse el gráfico de la figura 11.4.3 tomando los valores de R y h de la figura 11.4.2 para un dado $t_p = \text{cte}$. Este nuevo gráfico representaría, la remoción porcentual de sólidos esperada para cada profundidad de un tanque ideal de tiempo de permanencia t_p .



$$R_T = \frac{1}{H} \int_0^H f(h) \cdot dh$$

Figura 11.4.3

Curvas de remoción de sólidos para cada profundidad, para el tiempo de permanencia

La remoción total de sólidos, como se definió al estudiar la sedimentación de partículas discretas, será el valor medio de la función $R = f(h)$:

$$R_T = \frac{1}{H} \int_0^H f(h) dh = \frac{\text{Area}}{H} \quad (1)$$

Este valor medio es igual al área encerrada por la curva (dada por la integral), dividida el intervalo H de integración.

La Water Pollution Control Federation, basándose en lo comunicado por varios autores (Reynolds, 1982 y Metcalf & Eddy, 1979) considera que la remoción total de sólidos puede calcularse con suficiente precisión para las aplicaciones de diseño, determinando en forma aproximada la superficie encerrada por la curva $R = f(h)$ por sumatoria del área de los rectángulos rayados. En la figura 11.4.3, de acuerdo con esto, resultaría:

$$R_T = \frac{\text{Area}}{H} = \frac{1}{H} [H \cdot R_2 + h_A \cdot (R_3 - R_2) + h_B \cdot (R_4 - R_3) + h_C \cdot (100 - R_4)]$$

O sea:

$$R_T = R_2 + \frac{h_A}{H} \cdot (R_3 - R_2) + \frac{h_B}{H} \cdot (R_4 - R_3) + \frac{h_C}{H} \cdot (100 - R_4) \quad (2)$$

Como se verá más adelante, no resulta necesario construir el gráfico de la figura 11.4.3, dado que estos valores podrán obtenerse directamente de las curvas de isorremoción de la figura 11.4.2.

El valor de remoción total R_T calculado para la curva de la figura 11.4.3, corresponde a un tiempo de permanencia t_p , es decir, correspondería a la carga superficial de un tanque ideal de Hazen de profundidad H , cuyo valor sería:

$$v_s = \frac{H}{t_p} \quad (3)$$

Tomando entonces distintos valores de t_p , pueden calcularse los valores correspondientes de R_T y v_s para trazar el gráfico de la figura 11.4.4, que permitirá definir

la carga superficial para tanque ideal en función de la remoción de sólidos suspendidos que se desee.

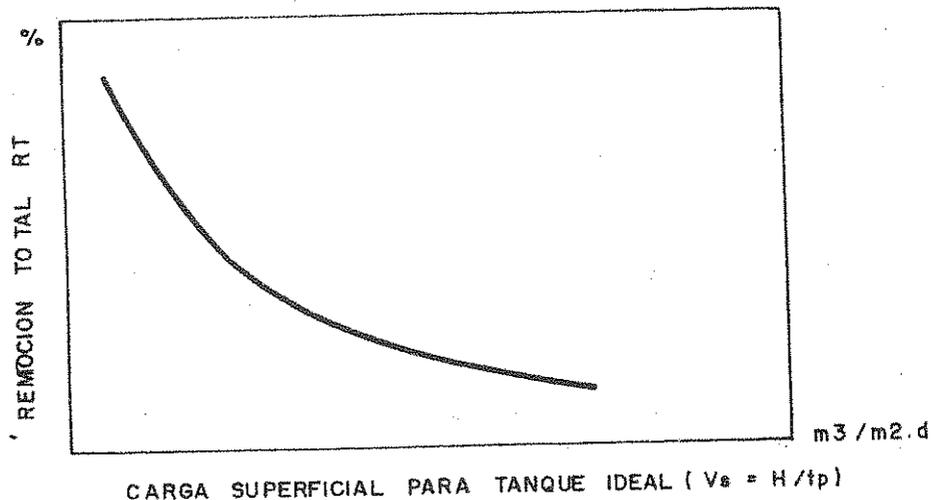


Figura 11.4.4

Remoción total versus carga superficial teórica

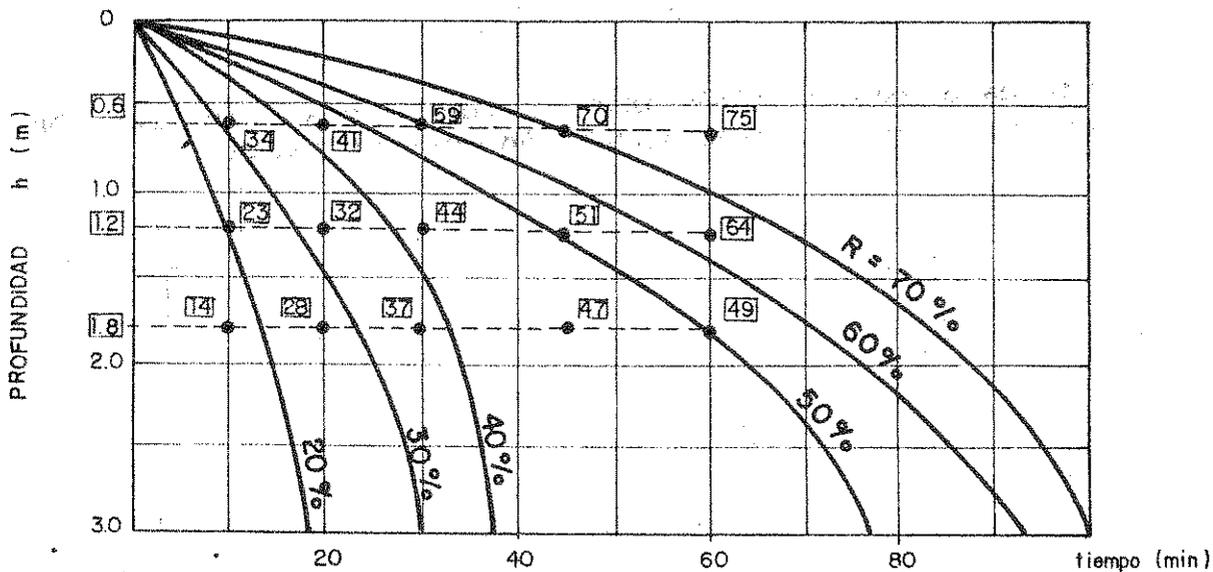
A los efectos de ilustrar este procedimiento, se reproduce a continuación un ejemplo elaborado por T. D. Reynolds (Unit Operations and Processes in Environmental Engineering, Brooks - Cole Engineering Div., Monterey, California, U.S.A., 1982) para un efluente con $C_0 = 597$ mg/L de sólidos suspendidos totales que se desea someter a sedimentación primaria con una remoción del 70% de los sólidos. El ensayo de sedimentación se realizó en una columna piloto de las siguientes características:

Diámetro interior = 127 mm

Profundidad = 2,40 (igual a la prevista para el sedimentador)

Toma - muestras = 4 tomas ubicadas a 0,60 - 1,20 - 1,80 y 2,40 m por debajo de la superficie libre del líquido

Los valores resultantes del ensayo se han volcado en el cuadro 11.4.1 y las curvas de isorremoción obtenidas se muestran en la figura 11.4.5. Los puntos marcados corresponden al par de valores h, t establecidos para el ensayo, mientras que los valores recuadrados indican el porcentaje de remoción de sólidos calculado para cada punto con los datos del cuadro 11.4.1. Las curvas se han trazado por interpolación entre los puntos obtenidos del ensayo.



LOS VALORES RECUADRADOS CORRESPONDEN A LOS PORCENTAJES DE REMOCION CALCULADOS A PARTIR DEL ENSAYO DE SEDIMENTACION

Figura 11.4.5

Curvas de isoremocción obtenidas del ensayo dado como ejemplo

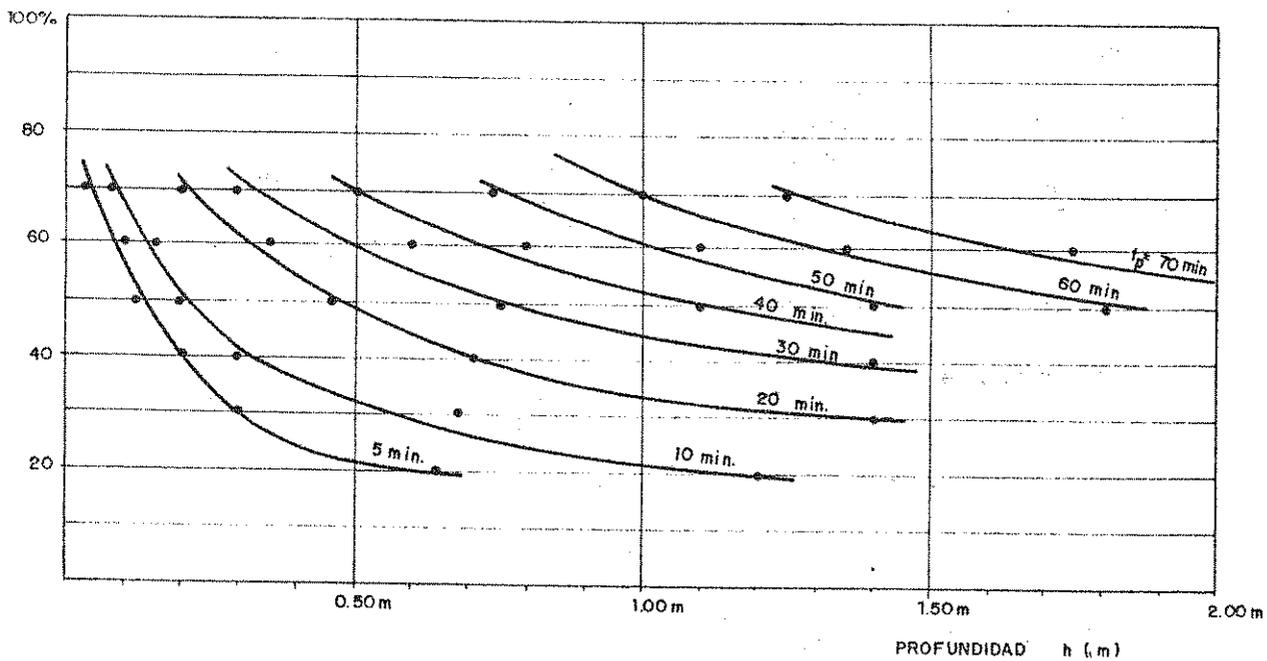


Figura 11.4.6

Curvas de remoción de sólidos versus profundidad para cada tiempo de permanencia

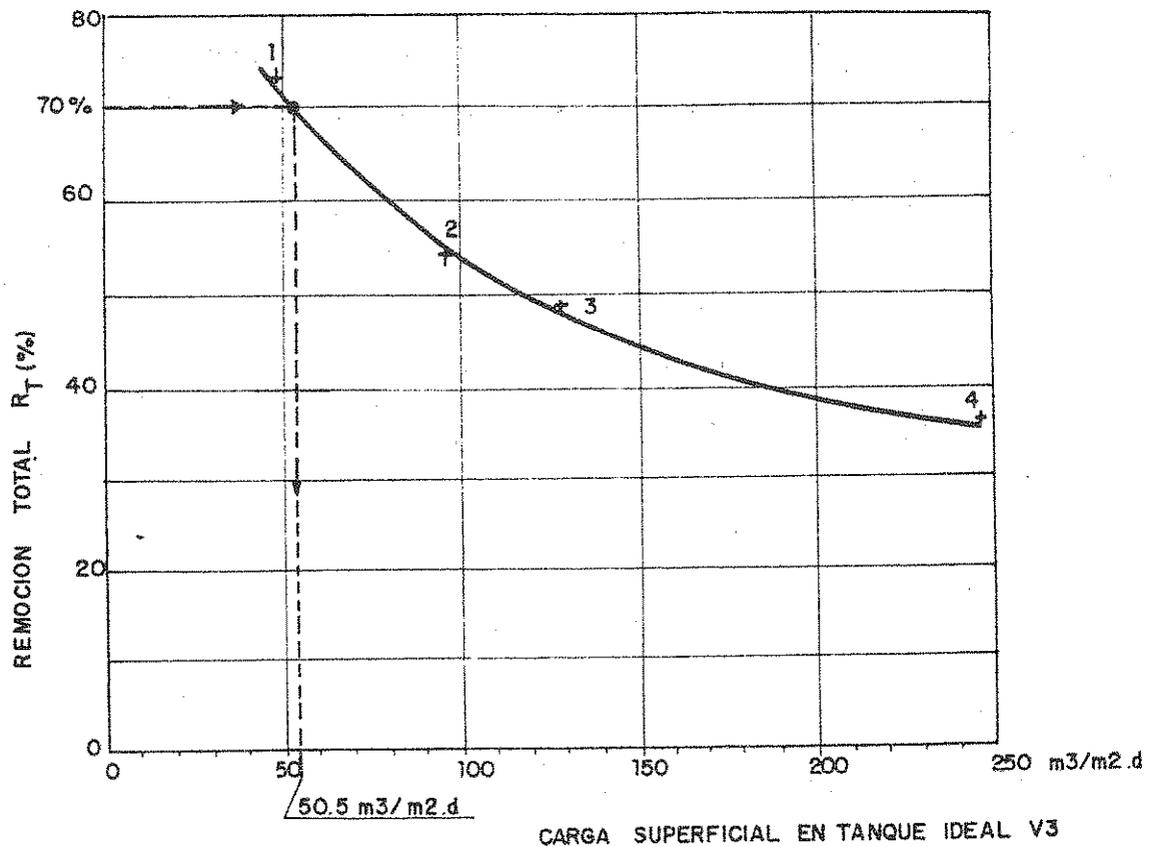


Figura 11.4.7

Determinación de la carga superficial en base al porcentaje de remoción de sólidos deseado

De las curvas de isorremoción de la figura 11.4.5 se obtienen los valores de h y R para cada tiempo de permanencia, lo que permite trazar el gráfico de remoción para cada profundidad (figura 11.4.6), con permanencia constante (este gráfico no es imprescindible, como se señalara, debido a que toda la información puede obtenerse de la figura 11.4.5).

Finalmente, adoptando 4 valores de t_p , se calcula la carga superficial de tanque ideal vs, por la expresión (3) y la remoción total de sólidos suspendidos R_T por la expresión (2), obteniéndose los valores del cuadro 11.4.2.

Graficando estos valores se traza la curva de la figura 11.4.7, que permite definir la carga superficial de tanque ideal ($vs = 50,5 m^3/m^2 \cdot d$) para $R_T = 70\%$.

Cuadro 11.4.1

Resultados del Ensayo de Sedimentación

t (minutos)	h = 0,60		h = 1,20 m		h = 1,80		h = 2,40	
	SS (mg/L)	R (%)	SS (mg/L)	R (%)	SS (mg/L)	R (%)	SS (mg/L)	R (%)
10	394	34	460	23	512	14	1.018	-
20	352	41	406	32	429	28	1.142	-
30	243	59	337	44	376	37	1.208	-
45	182	70	295	51	318	47	1.315	-
60	148	75	216	64	306	49	1.405	-

Cuadro 11.4.2

Remoción de Sólidos en Función de la Carga Superficial Ideal

t_p (minutos)	v_s (m^3/m^2*d)	R_T (%)	Punto en Figura 11.4.7
14	247	36	4
27	128	48	3
36	96	54	2
72	48	73	1

11.4.2.2.- Criterios de Diseño de Sedimentadores Primarios

11.4.2.2.a.- Carga Superficial de Diseño

La carga superficial para tanque ideal, determinada en base al ensayo de sedimentación no puede utilizarse como valor de diseño, por las mismas razones vistas al analizar los sedimentadores de partículas discretas (del tipo I).

Para llegar a la carga superficial de diseño " v_0 ", es necesario afectar a la " v_s " resultante del ensayo, de un factor de seguridad que contemple la influencia de los siguientes factores:

- Gradientes de velocidad
- Gradientes de concentración
- Corrientes convectivas
- Influencia del viento
- Singularidades de entrada y salida
- Cortocircuitos hidráulicos

El factor de seguridad F_s por el que debería dividirse a la carga superficial ideal "vs" oscila entre 1,25 y 1,75 según recomendaciones de la Environmental Protection Agency (Process Design Manual for Suspended Solids Removal, EPA 625/1-75-003a, U.S.A., 1975).

Aplicando este criterio, el valor obtenido del ensayo en el punto anterior ($vs = 50,5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$) se convierte en un rango de carga superficial de diseño de 29 a $40 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ para una remoción del 70% de sólidos suspendidos, valores que se encuentran dentro de lo informado por diversos autores, según surge del cuadro 11.4.3.

En este cuadro se aprecian diversos valores de cargas superficiales recomendables para el diseño de sedimentadores primarios.

La principal diferencia que puede observarse, reside en las cargas superficiales recomendadas para sedimentadores primarios seguidos de tratamientos por lodos activados. En efecto, mientras Metcalf y Eddy, junto con EPA, dan cargas menores para estos casos, las normas de Brasil y Venezuela dan cargas mayores.

Dado que menores cargas superficiales significan mayor remoción de sólidos, es razonable adoptar menores valores para unidades seguidas de lechos percoladores, que para unidades seguidas de un tratamiento por lodos activados, donde la presencia de mayores tenores de sólidos suspendidos, no atentan contra el proceso. Las normas de Brasil y Venezuela se ajustarían mejor, entonces, a ese criterio.

Respecto al caudal de diseño, la mayor parte de los autores toman en cuenta valores máximos de la tasa superficial para el caudal máximo horario futuro. En ese sentido, Metcalf y Eddy, así como EPA, consideran una carga superficial 2,5 veces mayor para Q_{E20} que para Q_{C20} , mientras que las Normas de los Diez Estados adopta una relación 1,5.

Obsérvese que si se aplica el factor de pico 2,5 a la norma ABNT (Brasil, 1990) las cargas superficiales que van de 60 a $120 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ para Q_{E20} , se convierten en 24 a $48 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ para Q_{C20} , coincidiendo con el rango total recomendado por EPA y Metcalf y Eddy.

Cuadro 11.4.3

Sedimentadores Primarios

Cargas Superficiales y Permanencias de Diseño según Diversos Autores

Autor u organismo	Carga superficial de diseño	Permanencia (horas)
Metcalf y Eddy (USA)	32 a 48 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{C20} , antes de tratamiento secundario (80 a 120 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{E20})	1,5 a 2,0h
	24 a 32 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{C20} , antes de tratamiento de lodos activados (48 a 70 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{E20})	1,5 a 2,0h
Normas de los 10 Estados(USA)	41 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{C20} 61 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{E20}	-
EPA	33 a 49 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{C20} , antes de tratamiento secundario (81 a 122 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{E20}) 24 a 33 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{C20} , antes de tratamiento barros activados (49 a 61 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{E20})	-
Ejercito EEUU	38 a 41 $m^3/m^2 \cdot d$	2,5h en general 1,5h antes de barros activados
Marina EEUU	49 $m^3/m^2 \cdot d$	-
Steel y Mc Ghee	24 a 60 $m^3/m^2 \cdot d$	-
Normas ABNT (Brasil)	60 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{E20} , cuando no precede a tratamiento biológico 80 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{E20} , cuando precede a filtración biológica 120 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{E20} , cuando precede a lodos activados	>1h para Q_{E20} <6h para Q_{E20}
Normas INOS (Venezuela)	50 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{E20} , para pretratamiento para desinfección 60 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{E20} , cuando precede a filtración biológica 70 $m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{E20} , cuando precede a barros activados	1h para Q_{E20} 1h para Q_{E20} 0,5h para Q_{E20}

La norma INOS (Venezuela, 1976) es más conservadora y admite una tasa superficial máxima de $70 m^3/m^2 \cdot d$, es decir, un 58% de la que admite Brasil y EE. UU. ($120 m^3/m^2 \cdot h$).

Analizados los criterios anteriores, se ha optado por un procedimiento que contemple el diseño en base a ensayos de sedimentación cuando estos existan, o en su defecto, en base a parámetros recomendados, utilizando básicamente el rango de cargas de 24 a $48 m^3/m^2 \cdot d$ para Q_{med} y reduciendo a $20 m^3/m^2 \cdot d$ para el caso en que solo exista tratamiento primario.

También se han reducido las cargas superficiales para sedimentadores de planta circular, tomando valores del

orden del 85% de los de planta rectangular, para compensar la menor eficiencia que suele acompañar a la sedimentación de flujo radial, respecto de la de flujo pistón.

El criterio a adoptar en las Normas CoFAPyS sigue las siguientes pautas:

- a) Cuando se cuente con datos de ensayos de sedimentación realizados sobre muestras compuestas, se calculará la carga superficial para tanque ideal con líquido a 20°C (vs), para los valores de remoción de sólidos que corresponda según el tratamiento que sigue luego de la sedimentación primaria (cuadro 11.4.4) ese valor se afectará de un factor de seguridad F_S comprendido entre 1,25 y 1,75 para Q_{C20} . Si la temperatura media del líquido (o en su defecto, la temperatura media ambiente) durante el mes más frío del año resultara inferior a 20° C, se ajustará la carga superficial de diseño por baja temperatura.

Si la temperatura media fuere superior, no se efectuará ningún ajuste. El área en planta se calculará para las siguientes condiciones:

$$A_1 = \frac{F_S * Q_{C20}}{vs} \quad A_2 = \frac{Q_{E20}}{vs}$$

De los dos valores se tomará el mayor. El valor de vs a utilizar deberá ser el corregido por baja temperatura.

- b) Cuando no se cuente con resultados de ensayos de sedimentación, se adoptarán las cargas superficiales que se detallan en el cuadro 11.4.5, para el caudal medio final Q_{C20} y se verificarán para que no superen el máximo recomendado para el caudal máximo horario Q_{E20} . El área en planta del sedimentador se determinará para ambas condiciones y se seleccionará la mayor como valor medio de diseño:

$$A_1 = \frac{Q_{C20}}{V_{omed}} \quad A_2 = \frac{Q_{E20}}{V_{omax}}$$

Cuadro 11.4.4

Sedimentadores Primarios

Remoción total de sólidos a utilizar para calcular la carga superficial en tanque ideal (cuando se cuente con ensayos de sedimentación). Líquido a 20°C.

Sedimentador primario	R_T (%)
Tratamiento primario únicamente	85 a 90
Antes de lechos percoladores	70
Antes de barros activados	55

Cuadro 11.4.5

Sedimentadores Primarios

Cargas superficiales a utilizar en el diseño (cuando no se cuente con ensayos de sedimentación)

SEDIMENTADOR PRIMARIO	v_{Omed} para Q_{C20} final (1) $m^3/m^2 \cdot d$		$v_{Omáx}$ para Q_{E20} final (1) $m^3/m^2 \cdot d$	
	Planta rectangular	Planta circular	Planta rectangular	Planta circular
Tratamiento primario únicamente	20	17	50	42
Antes de lechos percoladores	32	27	80	67
Antes de barros activados	48	41	120	102

Nota: De las áreas en planta ($A = Q/v_O$) que resulten de v_{Omed} y $v_{Omáx}$, se utilizará la mayor (1) Para líquido a 20°C.

11.4.2.2.b.- Influencia de la Temperatura

Otro aspecto a tener en cuenta en el diseño, es la temperatura del líquido, que puede reducir sensiblemente la remoción de sólidos durante los meses fríos, si no se sobredimensiona adecuadamente el sedimentador para compensar esa reducción de la velocidad de sedimentación.

S.C. REED y R.S. MURPHY (Journal of Sanitary Eng. Div. Proceedings ASCE, 1969) proponen la siguiente expresión

para ajustar la carga superficial de diseño para temperaturas del líquido por debajo de 20°C:

$$V_{0T} = V_{020} * (1,82 * e^{-0,03T}) \quad (4)$$

Donde:

T = temperatura (°C) media del líquido en el mes más frío del año (o a falta de ésta, la temperatura media ambiente de ese mes)

V₀₂₀ = carga superficial de diseño para líquido a 20°C

V_{0T} = carga superficial de diseño para líquido a la temperatura T (°C)

Mediante esta expresión se corregirá la carga superficial de diseño cuando la temperatura media del líquido durante el mes más frío del año sea inferior a 20°C (o en su defecto, si no se conoce la del líquido, se utilizará la temperatura media de la localidad para el mes más frío del año). Cuando la temperatura media sea superior a 20°C, no se corregirá la carga superficial, dejando como mejora de eficiencia el eventual incremento de remoción porcentual de sólidos que puede producir esta circunstancia.

11.4.2.2.c.- Tiempo de Permanencia y Profundidad

El tiempo de permanencia o de residencia hidráulica, como ya se señalara en el numeral 11.3, no es un factor primario de diseño, como la carga superficial. Definida el área superficial del sedimentador, la elección del tiempo de permanencia define la profundidad útil o viceversa. Los valores recomendados para el tiempo de permanencia por diversos autores en el cuadro 11.4.3, oscilan entre 0,5 y 2,5 horas con un límite establecido impuesto por las normas ABNT (Brasil) de menos de 6 horas para Q_{E20}.

La profundidad útil o tirante líquido útil es denominada habitualmente "profundidad lateral" ("side water depth", en inglés) o "tirante líquido lateral" en unidades sedimentadoras circulares, indicando que se trata de la profundidad de la zona de sedimentación, medida sobre la pared de la parte cilíndrica del tanque, sin incluir la tolva cónica de almacenamiento de lodos. En estos sedimentadores, el volumen útil V_u de la zona de sedimentación se define según el siguiente criterio:

- Para unidades circulares con limpieza mecánica es el volumen resultante del área de la zona cilíndrica por el tirante líquido de esa zona (tirante lateral).

$$V_u = A * h_L$$

- Para unidades circulares sin limpieza mecánica, el volumen útil se amplía con el tercio superior de la profundidad de la tolya de barros (h_B), debido a la inexistencia de resuspensión de lodos, ni perturbaciones causadas por el mecanismo barredor:

$$V_u = A * h_L + V_{hB}/3$$

Para sedimentadores de planta rectangular, el tirante líquido que se considera es el de la zona menos profunda. El volumen útil se calcula en estos casos en base a ese tirante, sin considerar las tolvas o las pendientes de fondo para almacenamiento de lodos.

En todos los casos, el tiempo teórico de permanencia se obtiene por:

$$t_p = \frac{V_u}{Q}$$

Siendo V_u el volumen útil de la zona de sedimentación y Q el caudal afluente a la unidad (incluye los caudales de recirculación).

La diferencia entre el tiempo teórico de permanencia y el tiempo real puede ser importante, influida básicamente por los aspectos que se mencionaron al analizar la carga superficial de diseño.

La asunción de flujo pistón carece de validez en la mayoría de los sedimentadores rectangulares, y además, se ha demostrado que este régimen no es el que produce la mayor remoción de sólidos en sedimentadores primarios y secundarios, siendo más eficaz cuando existe una turbulencia controlada que favorezca la floculación (E.J. HALL, 1966).

Las corrientes de densidad (por gradiente térmico y de concentración) producen cortocircuitos y resuspensiones de difícil evaluación, al mismo tiempo que los barros que sedimentan muy rápidamente producen una alta turbulencia, que desmejora la eficiencia del sedimentador.

Como se observa, el tema del tiempo real de permanencia es sumamente complicado, y dificulta tomar previsiones cuantitativamente justificadas en la etapa de diseño.

Por tales razones resulta más adecuado basar el diseño en la carga superficial, como recomiendan todos los autores y una vez definida el área en planta de la unidad sedimentadora, seleccionar el par de valores permanencia - profundidad, acorde con la norma. De no conseguirlo, deberá reducirse la carga superficial.

Los rangos de valores a adoptar en base a los antecedentes concentrados, se observan en el cuadro 11.4.6.

Cuadro 11.4.6

Sedimentadores Primarios

Rangos de Permanencias y Tirantes Líquidos

Remoción de lodos	Permanencia (horas)	Tirante (m)
Manual	< 6 h para Q_{C20} > 1 h para $0,8 * Q_{E20}$	$\geq 1,50$ m
Mecánica	< 6 h para Q_{C20} > 1 h para $0,8 * Q_{E20}$	$\geq 2,00$ m

En todos los casos, en que se recirculen a la entrada del sedimentador primario lodos o licor mezclado provenientes de tratamientos biológicos, la profundidad mínima no será inferior a 1,50 m para limpieza manual ni a 2,50 m para limpieza mecánica, debido a la menor sedimentabilidad de esos lodos en bajas concentraciones y a la posibilidad consiguiente de arrastre y resuspensión.

En el cuadro 11.4.7 se han volcado los valores de diseño recomendados para las normas CoFAPyS, en función de los criterios anteriores.

Cuadro 11.4.7

Sedimentadores Primarios

Valores de Permanencia y Tirantes Recomendados

Sedimentador Primario	Permanencia (h)	Tirante (m)
Tratamiento Único	2,0 a 2,5 h para $0,8 * Q_{E20}$	1,50 a 2,50 m (manual)
		2,00 a 3,00 m (mecánica)
Antes de lechos percoladores	1,0 a 2,0 h para $0,8 * Q_{E20}$	0,50 a 2,00 m (manual)
		2,00 a 3,00 m (mecánica)
Antes de lodos activados	0,5 a 1,5 h para $0,8 * Q_{E20}$	0,50 a 2,00 m (manual)
		2,00 a 3,00 m (mecánica)
Cuando reciba recirculación de lodos tratamientos biológicos	2,0 a 2,5 h para $0,8 * Q_{E20}$	1,50 a 3,00 m (manual)
		2,50 a 4,00 m (mecánica)

En la figura 11.4.8 se aprecia un gráfico que permite estimar rápidamente los valores de tirante y permanencia teórica en función de la carga superficial, para sedimentadores rectangulares, en base a la expresión deducida del modelo de tanque ideal de Hazen:

$$H = V_0 * t_p$$

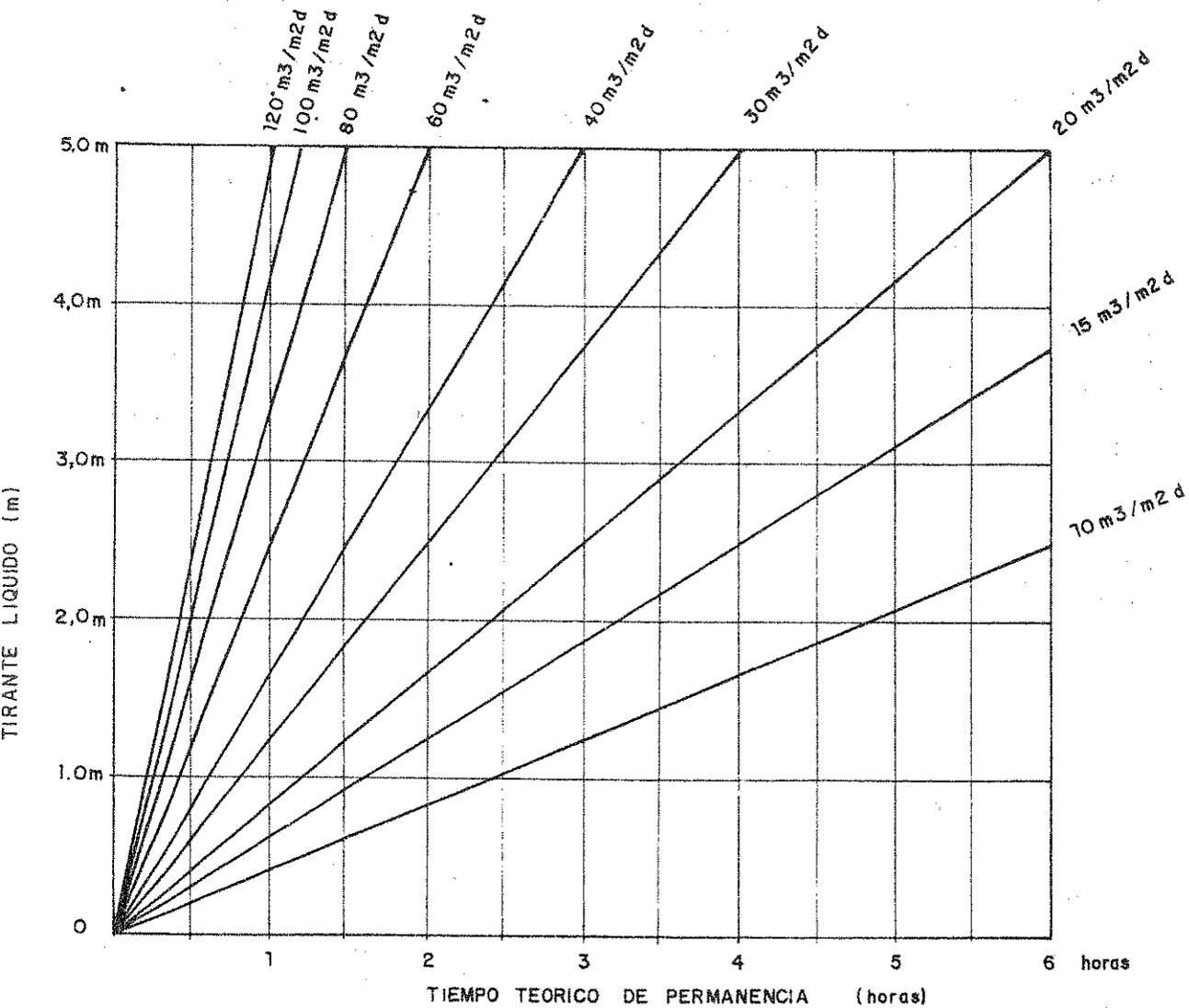


Figura 11.4.8

Sedimentadores rectangulares

Tirante líquido mínimo en función de la permanencia y de la carga superficial

11.4.2.2.d.- Velocidad Horizontal

La velocidad horizontal, según se analizó en el capítulo 11.4 (Desarenadores), debe limitarse a valores que impidan el arrastre y la resuspensión de los sedimentos y por otra parte, no debe ser excesivamente baja como para incrementar innecesariamente el volumen de las estructuras.

El rango de velocidades horizontales óptimas no puede determinarse matemáticamente debido a que influye en varios aspectos de difícil planteo analítico (turbulencia, arrastre, corrientes de densidad, etc.). Por esa causa, los valores recomendados han surgido de ensayos a escala piloto y escala planta, efectuados por diversos autores, midiendo la eficiencia del sedimentador como porcentaje de remoción de sólidos.

A diferencia de los desarenadores, que retienen partículas discretas, en los sedimentadores de partículas floculentas, no debe tomarse la velocidad crítica de arrastre de Shield-Camp como límite superior para la velocidad horizontal, dado que el valor óptimo experimental (para máxima remoción de sólidos) resulta inferior a aquél.

Los valores obtenidos para sedimentadores primarios indican que, para remociones de sólidos del orden del 50%, la velocidad horizontal debe mantenerse por debajo de los 15 mm/s para líquido cloacal crudo sin adición de coagulantes y que puede incrementarse hasta el rango de 20 a 60 mm/s, cuando se trata líquido cloacal con adición de cloruro férrico como coagulante y polielectrolito como coadyuvante (JOO-HWA TAY y HEINKE, JWPCF, pág.261, año 1983).

En el caso más frecuente de sedimentación primaria de líquido crudo, sin adición de productos químicos, el rango de velocidades horizontales puede acotarse entre 3 y 12 mm/s, según el tratamiento que sigue luego de la unidad. En el cuadro 11.4.7 bis, se detallan los rangos de velocidades horizontales recomendados para las normas CoFAPYS.

Cuadro 11.4.7 bis

Sedimentadores Primarios

Rangos Recomendados para Velocidades Horizontales

Sedimentador Primario	Velocidad Horizontal para $0,8 * Q_{E20}$
Tratamiento único	3 a 5 mm/s
Antes de lecho percolador	5 a 8 mm/s
Antes de lodos activados	8 a 12 mm/s

Es importante tomar en cuenta que el concepto de velocidad horizontal del flujo, es más adecuado para sedimentadores de planta regular y flujo horizontal, dado que en las unidades de planta circular, la distribución de las líneas de flujo depende mucho de los sistemas de entrada y salida y de su ubicación, a lo que se agrega la variación de la sección transversal al flujo cuando éste es radial, circunstancias todas que dificultan la identificación y predeterminación de un valor de velocidad horizontal.

En sedimentadores primarios de planta rectangular, como los habitualmente asociados a tanques Imhoff, la relación longitud/profundidad es igual a la relación entre velocidad media horizontal (U_F) y carga superficial (V_O), según se demostró en el capítulo 11.3:

$$\frac{L}{H} = \frac{U_F}{V_O}$$

Graficando esta función para $U_F = \text{cte}$, se obtiene la familia de hipérbolas de la figura 11.4.9 que permiten estimar rápidamente la relación L/H en función de la carga superficial y la velocidad media horizontal. Se observa que con los valores de carga superficial del cuadro 11.4.5, para Q_{E20} (V_O entre 50 y 120 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$), para valores razonables de L/H comprendidos entre 4 y 15, la velocidad horizontal estaría comprendida entre 2,5 y 12 mm/s.

11.4.2.2.e.- Vertederos de Salida

El buen diseño del sistema de salida del líquido sedimentado, es fundamental para la eficiencia del sedimentador.

Una inadecuada geometría del sistema de salida puede dar lugar a una distribución no uniforme y velocidades excesivas en esa zona, que produzcan la resuspensión de partículas y su arrastre y favorezcan la acción en ese sentido de las corrientes de densidad.

La solución habitual que se elige para la zona de salida, es el vertedero o la cañería perforada. En sedimentadores circulares los vertederos se disponen en el perímetro exterior del tanque (cuando el flujo es desde el centro hacia la periferia) o en la zona central (cuando el flujo ingresa por la periferia). Generalmente, se prefiere la primera solución pues la carga por unidad de longitud del vertedero es menor (el vertedero es más largo).

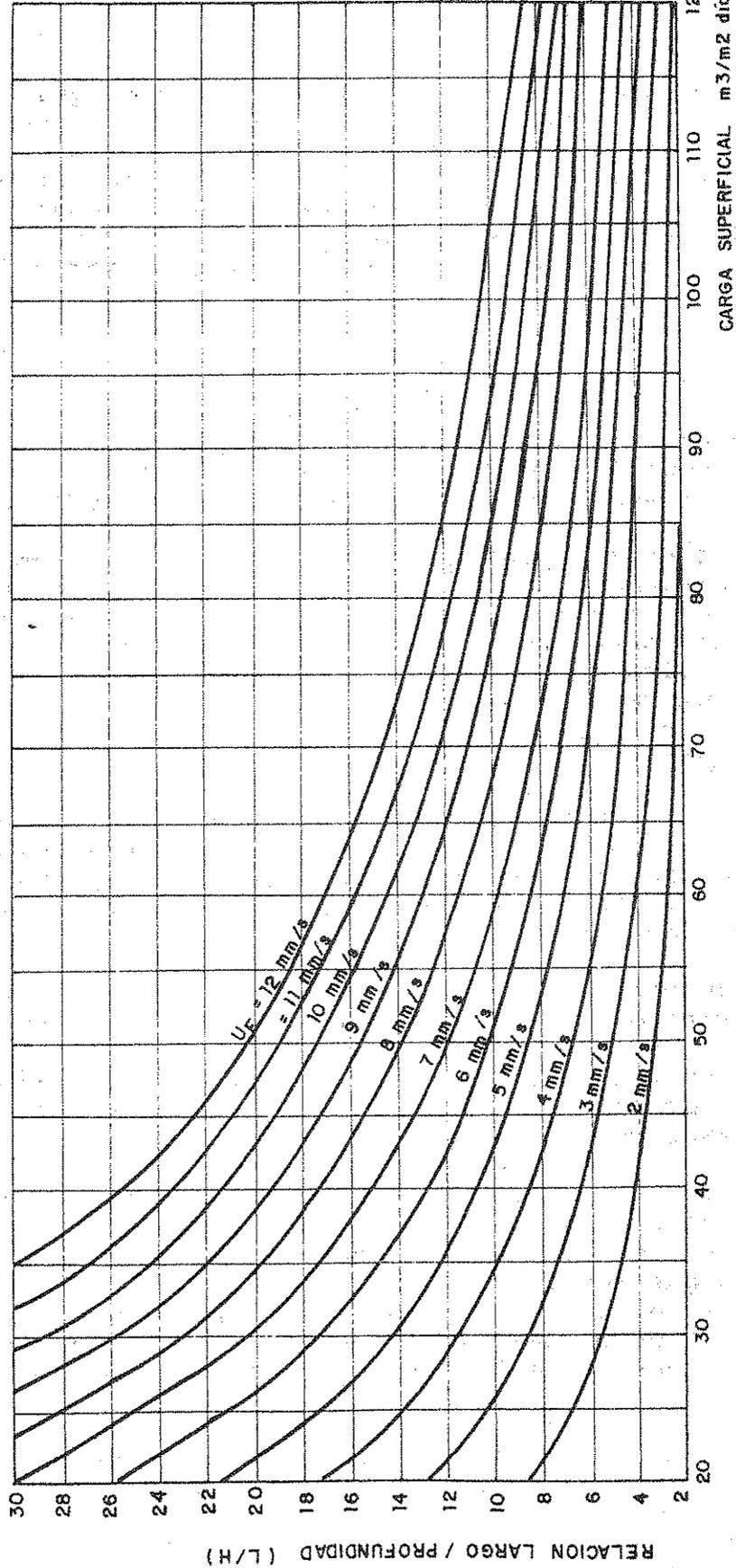


Figura 11.4.9

Sedimentadores rectangulares - Relación L/H función V_0 Y U_F

En sedimentadores de planta rectangular, se prefiere un conjunto de canales que cubran el último tercio de la longitud del tanque, con vertederos en ambas paredes del canal para aumentar su longitud. La solución de un solo vertedero al final del tanque, ha caído en desuso por la excesiva velocidad ascensional que desarrolla, sobre todo en tanques cuya relación L/B (largo/ancho) es superior a 2,5.

Normalmente, el umbral del vertedero está constituido por una placa plástica o metálica ajustable montada sobre la pared del canal, con el borde superior calado en forma de diente de sierra. La longitud de estos vertederos en este caso, se mide igual que si se tratara de un único vertedero de umbral horizontal, sin tomar en cuenta el número de vertederos triangulares que comprende la unidad.

La adecuada nivelación de este umbral es sumamente importante para asegurar la distribución uniforme de caudal y por lo tanto de velocidades, en todo el ancho de la zona de salida y evitar corrientes preferenciales de mayor velocidad. Mediciones realizadas por CROSBY y BENDER (EPA, 1980), demostraron que variaciones del orden de 3 mm en la nivelación de un vertedero circular, produce una diferencia en los caudales del orden del 20%.

En el cuadro 11.4.8, se aprecian los valores de carga que recomiendan diversos autores y organismos. En general existe acuerdo, que para sedimentadores primarios la carga sobre el vertedero de salida es mucho menos crítica que en sedimentadores secundarios.

Respecto del valor máximo recomendado para el diseño la Marina de EE.UU. y las normas de Brasil, establecen 1.240 y 720 $m^3/m.d$ respectivamente, para Q_{E20} que, considerando un factor de pico horario 2,5, se convierten en 496 a 288 $m^3/m.d$ para Q_{C20} , con lo que ambos entrarían en el rango aconsejado por Metcalf y Eddy.

Se considera razonable adoptar el menor valor, que coincide con el criterio de ABNT, Brasil limitando la carga hidráulica sobre el vertedero para Q_{E20} más el caudal de recirculación que reciba la unidad para esa condición, a no más de 720 $m^3/m.d$. Sin embargo el tirante líquido sobre el umbral del vertedero, para definir el perfil hidráulico para caudal máximo, deberá calcularse para Q_{E20} más el caudal de recirculación.

Otro aspecto a tomar en cuenta, además de la carga hidráulica sobre el vertedero de salida, es la reducción que tanto este vertedero como el de entrada, producen en el área efectiva en planta de la zona de sedimentación (zonas de entrada y salida del tanque ideal de Hazen, en el capítulo 11.3). Al reducirse el área efectiva A_0 , dado que $v_0 = Q/A_0$, la carga superficial real será mayor que la de diseño bajando la eficiencia del sedimentador.

Cuadro 11.4.8

Sedimentadores Primarios

Cargas Unitarias en los Vertederos de Salida
Según Diversos Autores

Autor u Organismo	Carga unitaria en el vertedero de salida
Metcalf y Eddy	125 a 500 m ³ /m.d para Q _{C20} (típico 250 m ³ /m.d)
EPA	125 a 375 m ³ /m.d para Q _{C20}
Norma de los Diez Estados	≤124 m ³ /m.d para Q _{C20}
Marina EE.UU	1.240 m ³ /m.d para Q _{E20}
Ejército EE.UU	≤ 63 m ³ /m.d para Q _{C20} ≤380 m ³ /d ≤126 m ³ /m.d para Q _{C20} >380 m ³ /d
Normas ABNT (Brasil)	≤720 m ³ /m.d para Q _{E20}
Normas INOS (Venezuela)	125 a 180 m ³ /m.d para Q _{C20}

Una forma de tomar en cuenta este efecto en la etapa de diseño fue desarrollada en el Manual 5-814-3 del Ejército de los EE.UU. (Domestic Wastewater Treatment, 1978) sobre mediciones efectuadas en diversos sedimentadores primarios de planta circular y rectangular.

Los resultados del estudio se observan en la figura 11.4.10, donde las curvas indican el factor F_v , por el cual debería multiplicarse el área en planta calculada según se describe en 11.4.2.2.a, para obtener el área real de diseño.

Se observa que la influencia del vertedero es mayor en sedimentadores circulares que en los rectangulares y por supuesto, es mayor en unidades pequeñas que en las grandes.

Con el factor F_v de ajuste por vertedero, que se obtenga de la figura 11.4.10 se ajusta el área A calculada en base a la carga superficial de diseño, obteniéndose el área en planta A_d :

$$A_d = F_v * A$$

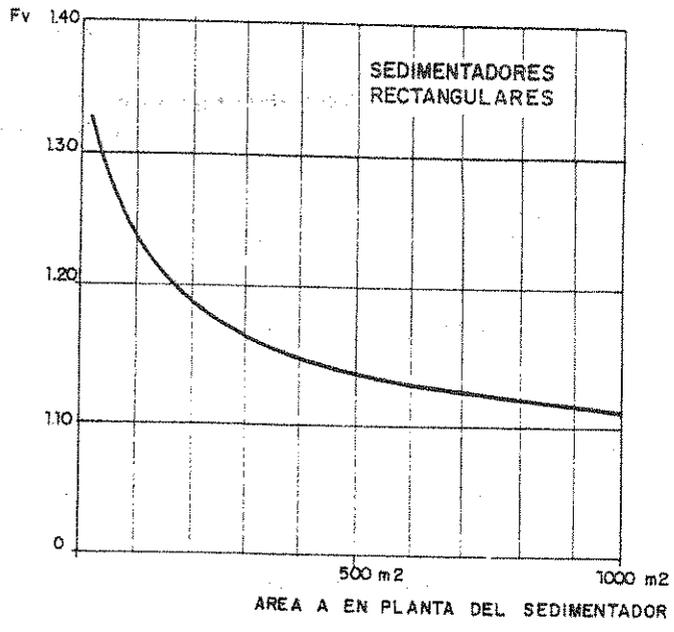
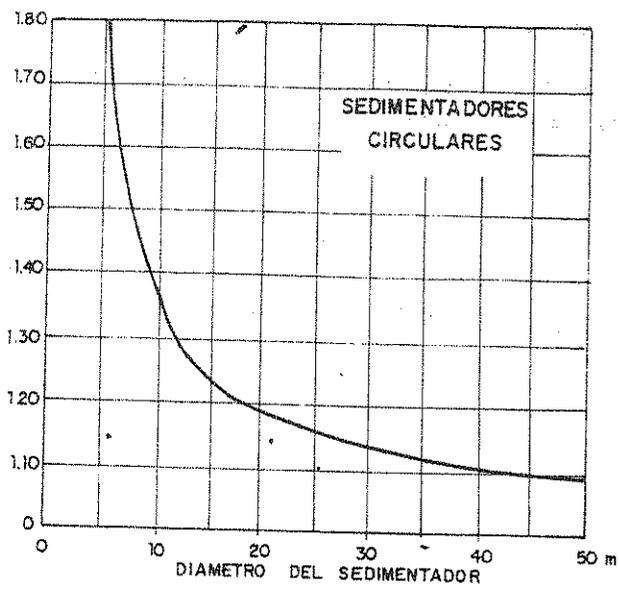


Figura 11.4.10

Factor de corrección del área en planta por efecto de los vertederos de entrada y salida. (para cualquier profundidad del sedimentador)

11.4.2.2.f.- Remoción de DBO₅ y Sólidos Suspendedos Totales (SST) en Sedimentadores Primarios.

Debido a que la mayoría de los sólidos removidos en un sedimentador primario son orgánicos junto con la reducción de sólidos suspendidos, en estas unidades también se produce una reducción de la DBO₅.

El grado de remoción de DBO₅, depende de la carga superficial del sedimentador primario y la relación entre DBO₅ soluble y total que presente el líquido crudo. El grado de remoción de los SST básicamente depende de la carga superficial y de una operación que mantenga bajos volúmenes de lodos en la unidad. Cuando el volumen de lodos aumenta por arriba de un determinado valor, comienza también a incrementarse los SST en la salida del sedimentador.

En la figura 11.4.11 se observan curvas de remoción de DBO₅ y SST en función de la carga superficial de varias sedimentadores. Si bien existe una gran dispersión en los valores medidos, puede estimarse una tendencia representada en cada caso por la curva promedio trazada.

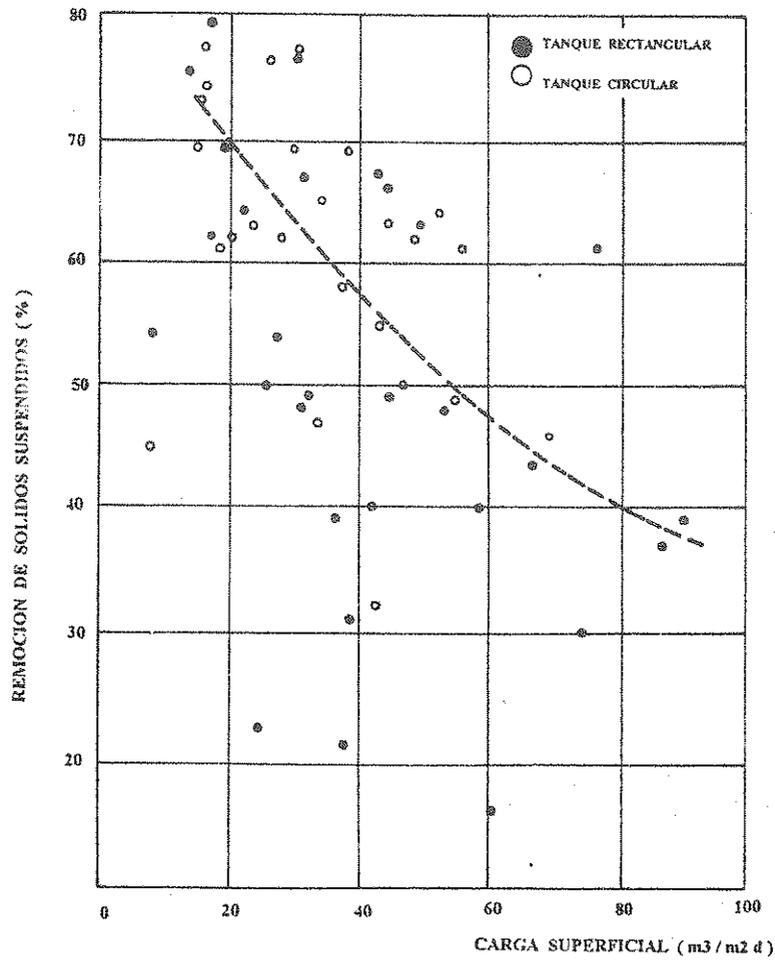
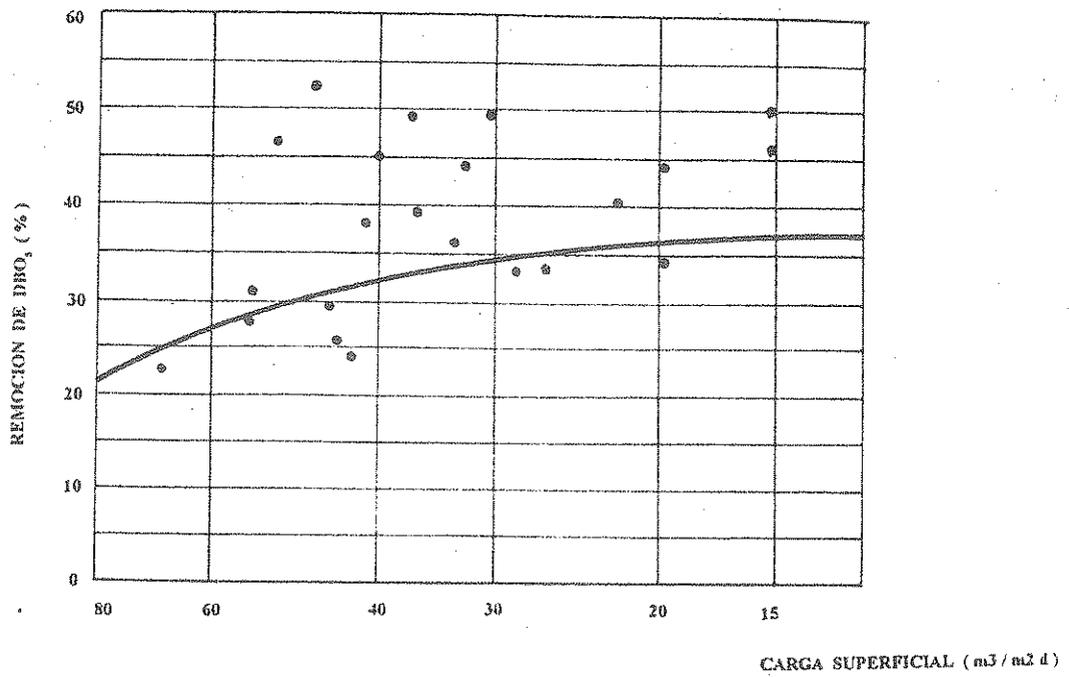


Figura 11.4.11

Curvas de remoción de DBO y SST en función de la carga superficial

En la figura 11.4.12 pueden apreciarse los resultados de 6 años de mediciones en la planta cloacal central en Denver, EEUU que muestran valores una prácticamente constante de reducción de DBO_5 y SST haya cargas superficiales del orden de los $40 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$, decayendo significativamente los porcentajes de remoción a partir de este valor.

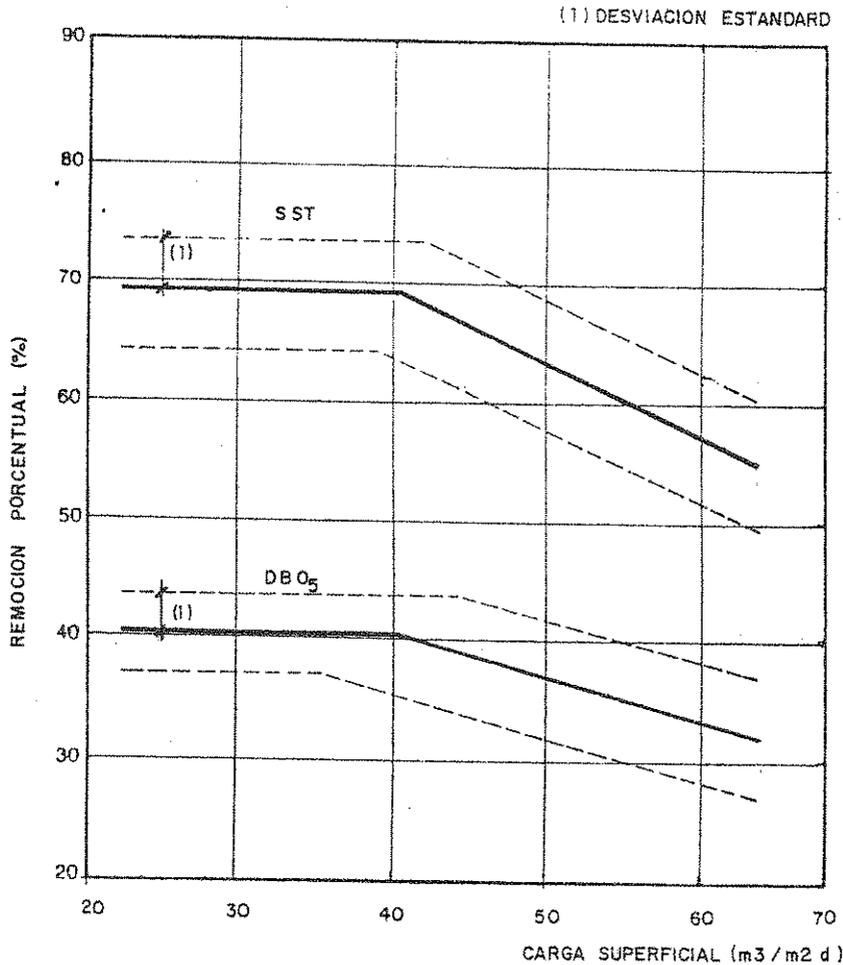


Figura 11.4.12

Resultados de mediciones efectuados en sedimentadores primarios de la Planta Cloacal Central de Denver (EEUU) entre los años 1977 y 1982. Datos de la Metro Denver Senage Disposal, district N°1.

Debe tomarse en cuenta, que las curvas de las figuras 11.4.11 y 11.4.12 son ilustrativas de casos particulares y no representan recomendaciones para el diseño. Se han incluido en este texto para demostrar la dificultad que presenta la predicción medianamente precisa de los porcentajes de remoción de DBO_5 y SST en un sedimentador primario.

Se trata de valores que no pueden ser establecidos matemáticamente en el proyecto, sino en base a datos experimentales recogidos por diversos autores, que definen rangos a esperar, según puede observarse en el cuadro 11.4.9.

Cuadro 11.4.9

Sedimentadores Primarios

Rangos de Remoción de DBO_5 y SST a esperar

Remoción de	Rango
DBO_5	30% a 40%, excepcionalmente 60%
SST	40 al 60%

11.4.2.2.g.- Ingreso por Bombeo en el Sedimentador Primario

Quando se alimenta por bombeo a un sedimentador primario es necesario tomar en cuenta los siguientes aspectos:

- a.- Los caudales de diseño del sedimentador no serán ya el Q_{C20} , ni el Q_{E20} del sistema, sino los caudales de bombeo finales
- b.- El caudal máximo de diseño, será el caudal máximo de bombeo de la estación elevadora con todas las bombas en operación previstas para el final del período de diseño.
- c.- El caudal mínimo de diseño, será el caudal de la bomba más pequeña prevista inicialmente en la estación elevadora, o bien, el de una sola bomba si todas son iguales.
- d.- En plantas muy pequeñas, donde se prevé una sola bomba en operación y otra de reserva, el caudal medio final coincidirá con el máximo final, es decir, existirá un único caudal de diseño.
- e.- Si el sistema de bombeo funciona intermitentemente, controlado por el nivel en la cámara de aspiración, el caudal en el sedimentador pasa de cero al valor de bombeo en forma prácticamente instantánea, pudiendo dar origen a resuspensión de lodos.
- f.- El arranque y parada sucesivos de otras bombas de elevación que agreguen o quiten caudales en el sedimentador, perturba el funcionamiento de éste reduciendo la remoción de SST y DBO_5 , a veces en forma considerable.

Como se observa, no solo cambian los caudales de diseño sino también aparecen las perturbaciones por arranque y parada de las bombas.

Varios autores informan que la influencia de las intermitencias de bombeo y de los picos de caudal, son bajos mientras no se sobrepase la carga superficial de $41 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, hecho que alerta sobre la conveniencia de reducir las cargas superficiales cuando no puedan evitarse de otra forma las consecuencias del bombeo intermitente.

Lamentablemente, no es barato ni sencillo reducir la influencia dinámica de la intermitencia del bombeo, pero pueden reducirse bastante sus efectos seleccionando adecuadamente la cantidad de bombas y los caudales de cada una. En ese sentido debe tomarse en cuenta que para el sedimentador primario es más conveniente un número mayor de bombas de caudales más pequeños, que pocas bombas de gran caudal. Inclusive puede analizarse la posibilidad de fijar un caudal de bombeo de base ($Q_{\text{mín}}$) que se reforzaría a lo largo del día con el agregado de otras bombas, para alargar los ciclos de arranque y parada.

Las soluciones en base a cámaras de carga con un volumen de regulación en general son caras, salvo para plantas pequeñas donde debe analizarse, en cada caso, la factibilidad de su construcción.

11.4.3.- Sedimentación de Partículas Aglomerables en Altas y muy Altas Concentraciones (Tipos III y IV). Sedimentadores Secundarios

11.4.3.1.- Aspectos Teóricos y Experimentales

11.4.3.1.a.- Sedimentación del Tipo III

En este tipo de sedimentación, la concentración de sólidos suspendidos, es lo suficientemente alta como para que las partículas tengan altas probabilidades de contacto entre sí, formando una zona o manto de alta concentración, que va sedimentando como una masa floculante a través de cuyos intersticios pasa el líquido en sentido ascendente (a medida que el manto de lodos desciende).

El manto que va sedimentando actúa como un verdadero filtro por contacto para el líquido que está debajo de él, ya que en su interior va reteniendo las partículas sólidas suspendidas en el mismo. Por esa causa, el líquido que quede en la parte superior aparece clarificado, con una neta interfase formada por la superficie superior del manto.

A medida que avanza la sedimentación, las partículas más cercanas al fondo son comprimidas por las que

descienden sobre ellas y se establece un contacto físico permanente entre partículas. La zona o manto de lodos que va sedimentando, presenta así un aumento de la concentración de partículas, la que se incrementa a medida que se avanza hacia el fondo.

11.4.3.1.b.- Sedimentación del Tipo IV

En el proceso de sedimentación del tipo III, que se analiza en el punto anterior, la concentración de partículas aumenta en el fondo del tanque, siendo sometidas a compresión por las que siguen sedimentando sobre ellas.

En la zona cercana al fondo, las partículas se encuentran en contacto permanente unas con otras y van siendo comprimidas paulatinamente, perdiendo líquido y reduciendo su volumen. Esta forma de separación del líquido contenido en los barros, responde al proceso de sedimentación del Tipo IV, proceso que produce el espesamiento de los lodos y la reducción de su volumen, por la compresión de las partículas floculentas en las capas inferiores de la zona de almacenamiento.

11.4.3.1.c.- Funcionamiento del Sedimentador Secundario

En la figura 11.4.13, se aprecian las zonas típicas de un sedimentador secundario y los procesos de sedimentación que se desarrollan en cada uno de ellos.

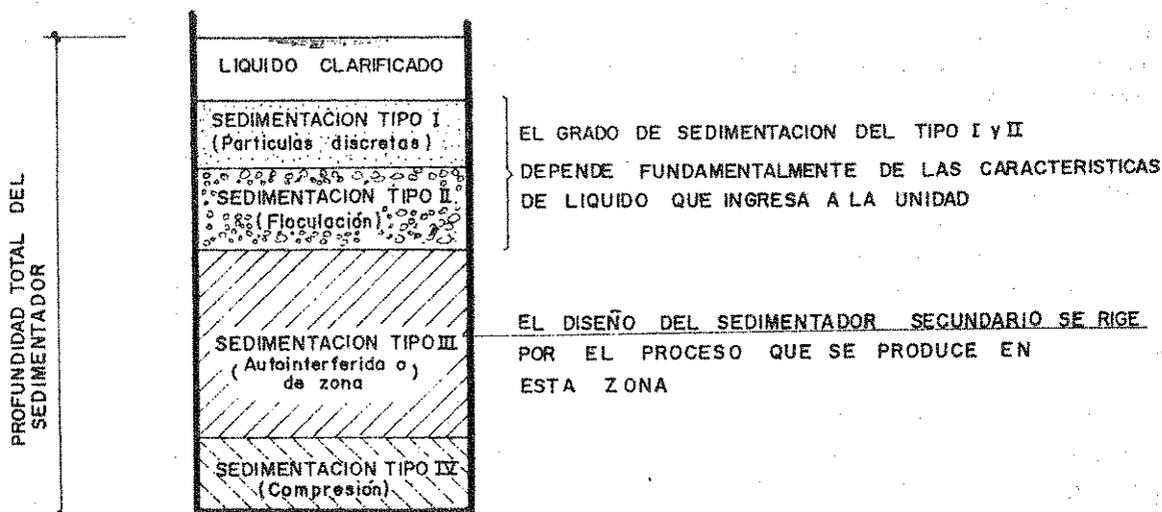


Figura 11.4.13

Zonas típicas con sus respectivos procesos en un sedimentador secundario

En la zona superior, se tiene el líquido clarificado con muy baja concentración de sólidos. Inmediatamente debajo, se encuentra una zona de baja concentración donde las partículas que quedan prácticamente no flocculan, sino que sedimentan según el proceso del tipo I (discretas). Más abajo, las partículas discretas comienzan a agregarse, flocculando y creciendo (proceso del tipo II) hasta que alcanzan la zona del manto donde forman una estructura flocculenta que se va sedimentando como un pistón (proceso del tipo III), comprimiendo y espesando a los lodos del fondo (proceso del tipo IV).

Un sedimentador secundario normalmente cumple dos funciones: clarifica el efluente, reteniendo sólidos suspendidos y espesa los lodos resultantes de la sedimentación de esos sólidos.

Por esta causa estas unidades deben satisfacerse dos condiciones básicas de diseño: los correspondientes al proceso de clarificación o sedimentación (carga superficial hidráulica, altura mínima, carga sobre el vertedero, etc) y la correspondientes al espesamiento de los lodos acumulados en el fondo (carga superficial másica, periodo de almacenamiento, etc).

Las características de los sólidos suspendidos, difieren ligeramente según que el sedimentador secundario reciba el efluente de un lecho percolador o de un sistema de lodos activados. En ambos casos, se trata de partículas flocculentas, siendo el último más difícil de sedimentar.

Los lodos almacenados en el sedimentador secundario deben ser extraídos en forma continua o intermitente de modo tal de evitar su septización, y la posibilidad de que consuman oxígeno disuelto del efluente.

Para el balance de caudales, deben tomarse en cuenta las condiciones operativas de la unidad. Cuando se recircula el sobrenadante tomándolo después del vertedero de salida, la carga sobre éste corresponde al caudal total (afluente más recirculación), pero si se toma ese sobrenadante antes del vertedero, la carga sobre éste sólo será la correspondiente al caudal afluente a la planta.

Este último caso se da en sedimentadores secundarios para lodos activados, donde ingresa un caudal $Q_A + Q_R$ (afluente más recirculación) y el caudal de recirculación Q_R se toma del fondo, pasando por el vertedero de salida sólo Q_A .

11.4.3.1.d.- Carga superficial o de flujo de sólidos

En general, el análisis del flujo de sólidos se aplica fundamentalmente a sedimentadores secundarios para lodos activados, donde las concentraciones de sólidos en el

líquido que ingresa al sedimentador, supera los 1500 mg/l. En otra tipo de proceso, con menores concentraciones de ingreso, generalmente el correcto diseño hidráulico como sedimentador asegura la capacidad para el manejo de los sólidos que ingresa

El método actualmente recomendado para diseñar sedimentadores secundarios con muy alta carga de sólidos, bajo condiciones del tipo III, se basa no solo en el análisis, de las condiciones de carga superficial hidráulica para la sedimentación sino también en el análisis del flujo de sólidos que circula a través de los mismos.

En la figura 11.4.14 pueden apreciarse los caudales de ingreso, egreso y recirculación de un sedimentador secundario. El caudal de ingreso a esta unidad está integrado por:

$$Q_i = Q + Q_R$$

Donde:

Q = caudal a clarificar en el sedimentador (coincide con el caudal afluente a la planta de tratamiento y con el caudal efluente del sedimentador)

Q_R = caudal de recirculación (forma parte del caudal de fondo Q_F , con una elevada concentración de sólidos)

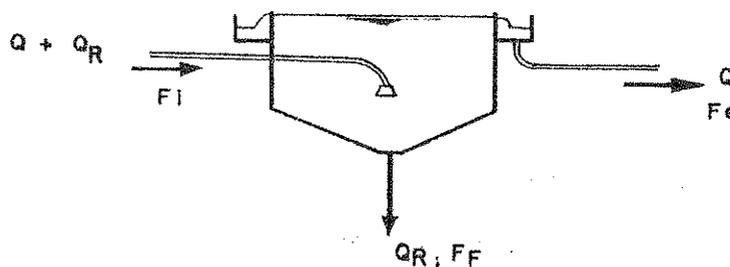


Figura 11.4.14

El flujo de sólidos F_i que ingresa al sedimentador, se reparte en el flujo de sólidos F_G que está sedimentando por gravedad, más el F_F que se extrae por el fondo (para recirculación y como excedente); más el F_e que sale en el efluente:

$$F_i = F_G + F_F + F_e$$

En un sedimentador que funcione eficientemente, el flujo de sólidos efluente es muy pequeño frente a los restantes ($F_e \ll F_G + F_F$) por lo que puede escribirse, con suficiente aproximación:

$$F_i = F_G + F_F$$

El flujo de sólidos F_G que sedimenta con velocidad V_S a través de un área unitaria de la zona de sedimentación, vale:

$$F_G = X * V_S = \frac{X * Q}{A} \quad \begin{array}{l} [\text{KgSS}/\text{m}^3] \quad [\text{m}/\text{h}] = [\text{KgSS}/\text{m}^2 \cdot \text{h}] \\ [\text{KgSS}/\text{m}^3] \quad [\text{m}/\text{d}] = [\text{KgSS}/\text{m}^2 \cdot \text{d}] \end{array}$$

Dónde:

X = concentración de sólidos suspendidos en la zona de sedimentación

$V_S = V_0 = Q/A$ = velocidad media de sedimentación de los sólidos en concentración coincidente con la carga superficial en la zona del flujo en la zona de sedimentación (m/h).

A = área en planta de la zona de sedimentación

A su vez, el flujo de sólidos extraído del fondo vale:

$$F_F = X * U_L$$

Donde:

X = idem anterior

$U_L = Q_F / A$ = velocidad descendente del volumen de lodos en el fondo del sedimentador (m/h o m/d)

A_p = área en planta de la zona de sedimentación (m^2)

Resultando:

$$F_i = \frac{X * Q}{A_p} + \frac{X * Q_F}{A_p} = \frac{(Q + Q_F + Q_{LE}) * X}{A_p} \quad (5)$$

Se observa en la figura 11.4.14 que $Q + Q_R$ es el caudal que ingresa al sedimentador (caudal afluente más el de recirculación), Q_R la fracción del caudal de fondo que se recircula, definiendo $r = Q_R / Q$ como relación de recirculación, y Q_{LE} el caudal de lodos en exceso que se retira del sistema.

Para la condición $Q_{LE} = 0$, el flujo másico F_i se define como "carga superficial másica" C_{SS} y puede expresarse por:

$$C_{SS} = \frac{(Q + Q_R) * X}{A_p} = \frac{(1+r)Q * X}{A_p} \quad (\text{KgSS}/\text{m}^2 \cdot \text{d}) \quad (6)$$

Esto significa que si se conoce o se establece un valor de diseño para C_{SS} , el área en planta del sedimentador deberá ser:

$$A_p = \frac{(1 + r) * Q * X}{C_{SS}} \quad [\text{m}^2] \quad (7)$$

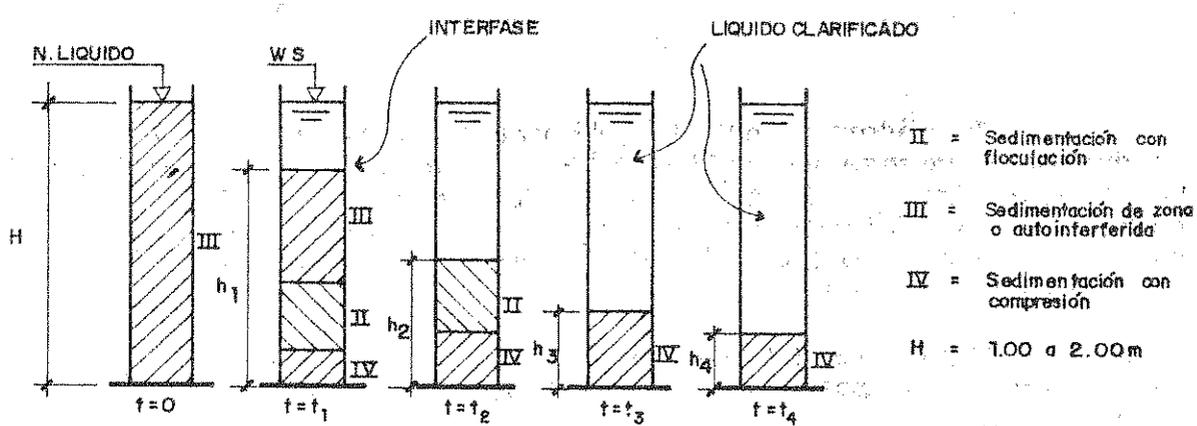
El dimensionamiento del sedimentador secundario, en consecuencia, no solo deberá satisfacer las condiciones hidráulicas requeridas por la sedimentación (carga superficial hidráulica v_0) sino también las condiciones de flujo de sólidos, involucrados en la carga superficial másica C_{SS} . Para ello, habitualmente se calcula el área A para ciertos parámetros, adoptándose para el diseño el mayor valor obtenido.

11.4.3.1.e - Consideraciones sobre el flujo másico en el sedimentador

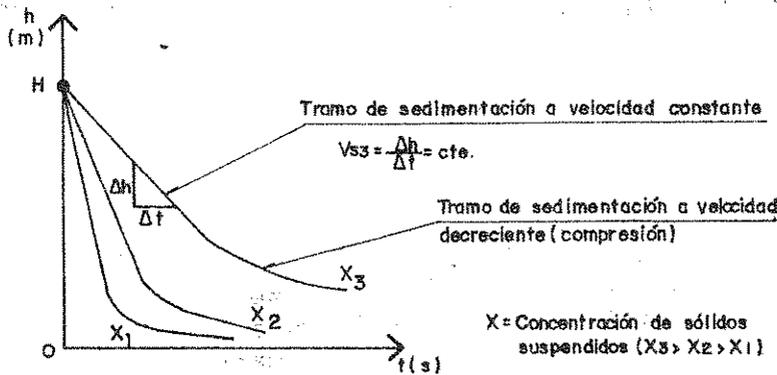
El funcionamiento del sedimentador secundario y las características de su diseño para el manejo del flujo másico o flujo de sólidos, se interpretan fácilmente a partir de las curvas características que se analizarán a continuación.

Estas curvas parten del conocimiento de las características de sedimentación del líquido que ingresa a la unidad. Esta situación puede darse, por ejemplo, en plantas en operación donde es factible realizar un análisis de sedimentación muy sencillo que servirá para evaluar el funcionamiento del sedimentador secundario y para extraer parámetros para diseñar una ampliación, por ejemplo.

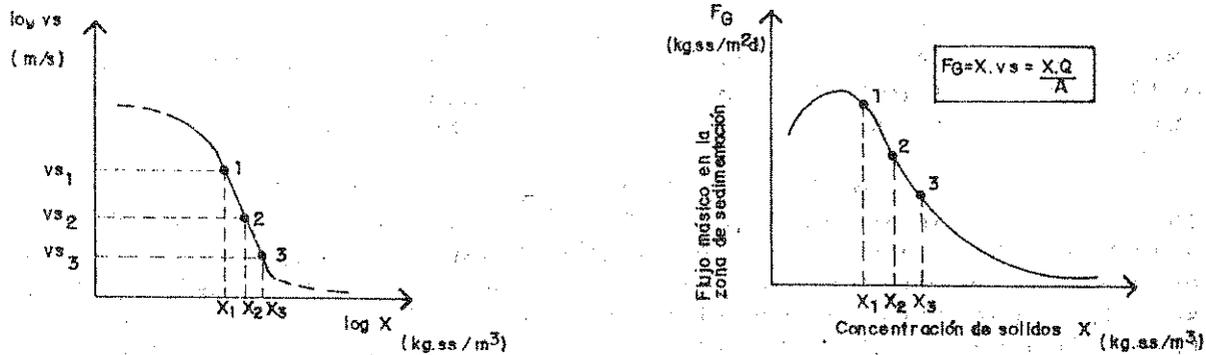
En la figura 11.14.15 se aprecia, en la parte superior, la forma en que se realiza el ensayo de sedimentación, con muestras tomadas dentro del tanque sedimentador. El procedimiento consiste en realizar un conjunto de ensayos, cada uno con líquido de distinta concentración de sólidos suspendidos X' ($\text{Kg SS}/\text{m}^3$).



Ensayo en columna cilíndrica para sedimentación secundaria, se mide la velocidad de descenso de la interfase.



Resultado del ensayo de sedimentación para distintas concentraciones de sólidos en el líquido a tratar. Las velocidades de sedimentación a utilizar en B corresponden a los tramos rectos.



Curva de velocidad de sedimentación en función de la concentración de sólidos. Las velocidades V_s se miden sobre los tramos rectos de las curvas A

Con datos extraídos de B se construye la curva de flujo másico en la zona de sedimentación en función de la concentración de sólidos del líquido

Figura 11.4.15

Cada ensayo se realiza llenando con la muestra una columna de acrílico de 1,00 a 2,00 m de alto hasta una altura H, constante para todos ellos. Antes de iniciar el ensayo debe agitarse la muestra, dentro de la columna, para homogeneizar la concentración de sólidos en todo el volumen.

A continuación se procede a medir la velocidad de descenso de la interfase líquido claro - manto de sólidos, midiendo la altura h y el tiempo t, con lo que es posible trazar las curvas que se observan en A de la figura 11.14.15, para cada muestra de distinta concentración de sólidos (X1, X2, X3).

Obsérvese que estas curvas presentan una zona recta inicial que indica que la sedimentación se efectúa a velocidad constante $v_s = h / t$ (habitualmente denominada "velocidad inicial" o "velocidad de zona") seguida de una zona curva que indica una disminución de la velocidad hacia el final de la sedimentación, cuando el volumen de lodos comienza a comprimirse.

Con la velocidad de sedimentación medida sobre la zona recta de cada curva para X1, X2, X3, etc, en A de la figura 11.4.15, se traza la curva de velocidad de sedimentación v_s en función de la concentración de sólidos X del líquido del sedimentador. Esta curva se aprecia en B de dicha figura y para cada punto de la misma se necesitará una curva de las que se observan en A (es decir, un ensayo de sedimentación para cada punto). La curva se traza sobre escala logarítmica en ambos ejes.

Finalmente, con los valores de X y v_s de la curva B de la figura 11.4.15, puede calcularse, para cada punto, el flujo de sólidos que atraviesa la zona de sedimentación con velocidad v_s para cada concentración de sólidos en el líquido, por la siguiente expresión:

$$F_G = X * v_s$$

Donde:

F_G = flujo másico o de sólidos a través de la zona de sedimentación

v_s = velocidad inicial, también denominado de sedimentación autointerferida o de zona, de los sólidos presentes en concentración X en el líquido (medida sobre la zona recta inicial en las curvas A de la figura 11.4.15).

X = concentración de sólidos suspendidos en el líquido

Con los valores así obtenidos puede trazarse la curva característica del flujo másico o de sólidos, definido como F_G en el punto anterior, que fluye a través de la zona de sedimentación (el área transversal A_p de la columna), en

este caso en función de la concentración de sólidos X (ver C de la figura 11.4.15).

Comparando las condiciones del ensayo y sus resultados con lo que ocurre en el sedimentador secundario, se comprende que la curva C de la figura 11.4.15 equivale al flujo másico FG definido en 11.4.3.1.d mientras que X equivale a la concentración de sólidos Xi que ingresa al sedimentador. De acuerdo con esto: considerando a vs = vo como carga superficial de la zona de sedimentación, se obtiene:

$$F_G = X_i * v_s = \frac{X_i * Q}{A_p} \quad (\text{Kg SS/m}^2 \cdot \text{d})$$

Donde:

X_i = concentración de sólidos en el líquido que ingresa al sedimentador

Q = caudal neto que recibe el tratamiento de sedimentación (caudal de ingreso menos caudal de extracción de fondo por ejemplo, en un sistema con recirculación continua de lodos).

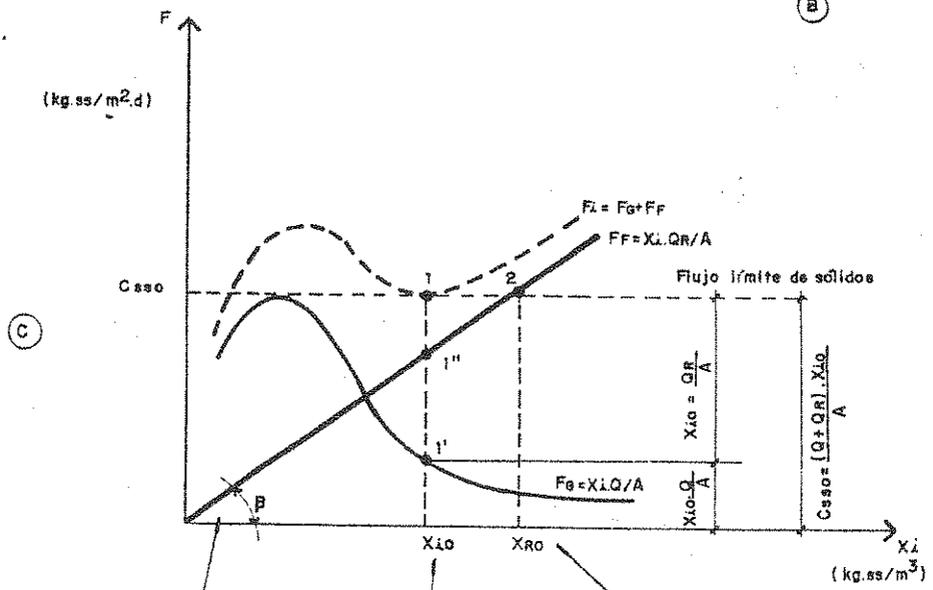
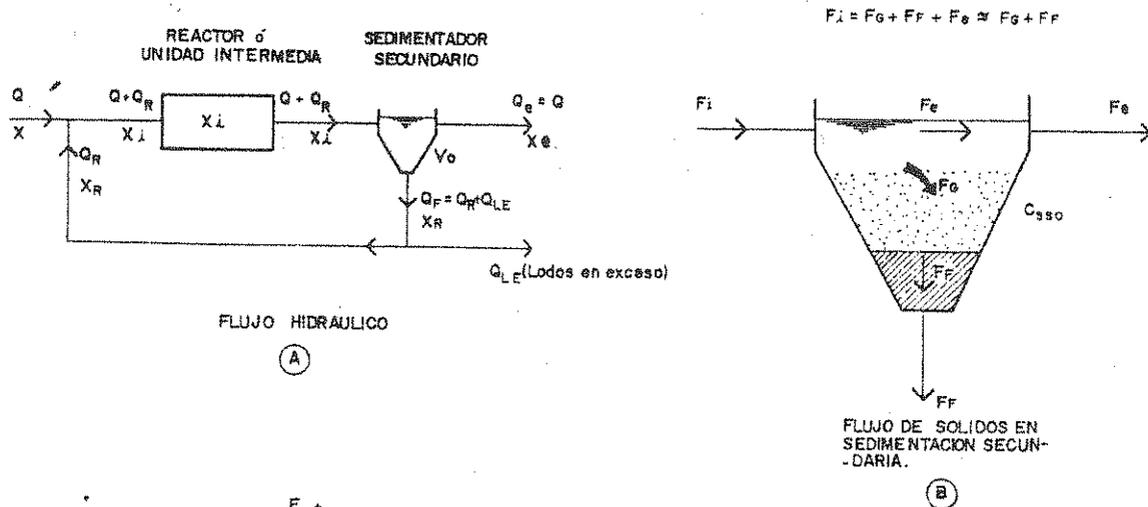
A_p = área en planta de la zona de sedimentación.

En A de la figura 11.4.16 se ha representado el flujo hidráulico de un sistema integrado por un sedimentador secundario con recirculación de lodos hacia un reactor u otra unidad intermedia. El diagrama es típico de un sistema de lodos activados, por ejemplo, y en él puede observarse que la concentración de sólidos X_i en la entrada del sedimentador secundario es la misma que existe dentro del reactor. La carga superficial hidráulica de la zona de sedimentación está definida por la relación $v_o = Q/A$ ya que QR es extraído del fondo y no forma parte de esa carga.

En B de la figura 11.4.16 se observa el flujo de sólidos dentro del sedimentador. El flujo F_i que ingresa está integrado por el F_e que se va con el efluente (se desprecia, habitualmente, frente a los elevados valores de F_G y F_F) el FG en la zona de sedimentación, el F_F que se extrae del fondo.

En C de la figura 11.4.16 se ha dibujado, en un mismo gráfico, la curva característica del flujo de sólidos en la zona de sedimentación (F_G) junto con la recta que representa al flujo de sólidos que se extrae del fondo (F_F). Esta recta está definida por la siguiente expresión:

$$F_F = X_i * U_L = X_i * \frac{Q_F}{A} \quad (8)$$



X_{i0} = CONCENTRACION DE SOLIDOS SUSPENDIDOS EN LA UNIDAD INTERMEDIA Y SEDIMENTADA SECUNDARIA FUNCIONANDO CON LA CARGA SUPERFICIAL MASICA DE DISEÑO C_{350} (CAUDAL DE INGRESO IGUAL A $Q + Q_R$)

$U_L = \text{ARCTG. } \beta = QF/A = \text{VELOCIDAD DESCENDENTE DEL VOLUMEN DE LODOS EN EL FONDO DEL SEDIMENTADOR}$

X_{R0} = IDEM EN EL DRENADO DE FONDO, CON CAUDAL DE EXTRACCION $Q_F = U_L \cdot A$

Figura 11.4.16

Análisis del flujo másico de sólidos en el sedimentador secundario.

$$U_L = \frac{Q_F}{A} = \text{arctg } \beta \quad (9)$$

Donde U_L es la velocidad de descenso del volumen de lodos en el fondo del sedimentador.

Para obtener el flujo de sólidos que ingresa al sedimentador $F_i = F_g + F_f$ basta con sumar la curva de F_g más la recta de F_f , obteniéndose la curva F_i de trazo cortado, que se observa en C de la figura 11.4.16. Este modelo y el método gráfico asociado fue propuesto por R.I. Dick (Role of activated sludge final settling tank, Journal San.Eng.Div, ASCE, p. 423, 1970) para analizar el funcionamiento de los sedimentadores secundarios con alta carga de sólidos.

El modelo de Dick define el concepto de "flujo límite de sólidos" como el máximo flujo másico de entrada F_i que puede manejar el sedimentador sin que comience a crecer el lodo acumulado en el fondo.

Para cualquier punto de la curva F_i de la figura 11.4.16 se cumple la expresión (4):

$$F_i = F_g + F_f = \frac{(Q + Q_F) * X_i}{A_p} = \frac{(Q + Q_R + Q_{LE}) * X_i}{A_p}$$

Y para la condición en la que todo el lodo que sedimenta es recirculado ($Q_F = Q_R$) y no existe lodo en exceso ($Q_{LE} = 0$), el flujo de sólidos F_{i0} se transforma en la carga superficial másica definida en (6):

$$F_{i0} = F_{g0} + F_{f0} = \frac{X_{i0} * Q}{A_p} + \frac{X_{i0} * Q_F}{A_p} = \frac{(Q + Q_R) * X_{i0}}{A_p} = C_{SS0} \quad (10)$$

El valor de F_{i0} coincidente con la carga superficial másica C_{SS0} de diseño definida para $Q_F = Q_R$ es, según el modelo de Dick, el máximo flujo másico (o flujo límite de sólidos) que puede manejar el sedimentador de área A para la concentración de sólidos X_{i0} , el caudal Q de ingreso y el Q_R de recirculación, valores todos estos fijados para el diseño o la verificación. El flujo límite de sólidos, en C de la figura 11.4.16, está definido, según Dick, por la recta horizontal tangente al valle de la curva de F_i (punto 1).

En base al valor de la carga superficial másica se establece el punto 2 sobre la recta del flujo de fondo F_f . Este punto define la concentración X_{R0} en el drenaje de fondo asumiendo que todo el flujo sólido C_{SS0} que se aplica, sale por el fondo ($F_g = 0$, en el seno del volumen de sólidos sedimentado). Para el punto 2 se cumpliría, entonces, según el modelo de Dick:

$$C_{SS0} = \frac{X_{R0} * Q_R}{A_p} \quad (\text{Kg SS/m}^2 \cdot \text{d}) \quad (10')$$

Donde X_{R0} es la concentración de sólidos suspendidos necesaria en el caudal de extracción de fondo, para mantener la X_{i0} de diseño con las condiciones establecidas en el punto 1. En base al modelo de Dick, esta concentración puede calcularse entonces por:

$$X_{R0} = \frac{A_p * C_{SS0}}{Q_R} = \frac{Q + Q_R}{Q_R} * X_i = \quad (11)$$

$$X_{R0} = \frac{1 + r}{r} * X_i \quad (\text{Kg SS/m}^3) \quad (11')$$

La ordenada del punto 1" en C de la figura 11.4.16 vale F_{F0} , mientras que la del punto 1' equivale a F_{G0} , ambas definidas más arriba.

El modelo de Dick introduce explícitamente a través de la expresión (10'), el concepto de que el máximo valor de X_R , es decir, el límite de espesamiento de los lodos en el sedimentador, secundario, depende del área en planta del tanque, de la carga superficial másica y del caudal de recirculación, según surge de la expresión (11). Las experimentaciones sobre unidades a escala planta de Schaffner y Pipes (Underflow rate and control of an activated Sludge process, JWPCF, pag 20, Enero 1978) no pudieron verificar estrictamente esta limitación al espesamiento máximo de los lodos derivado del área en planta del tanque en la expresión (11) concluyendo que existen otros fenómenos que también actúan sobre el espesamiento, tales como la forma en que se distribuyen los lodos sobre el fondo, por ejemplo, que hacen que puedan obtenerse en la práctica valores de X_R mayores que los que predice la ecuación (11).

Obsérvese que las expresiones (10) y (10') definen la siguiente igualdad.

$$\frac{(Q + Q_R) * X_{i0}}{A_p} = \frac{Q_R * X_{R0}}{A_p} = C_{SS0} \quad (10'')$$

$$F_{i0} = F_{R0}$$

Que indica que el flujo másico límite o carga superficial másica se define como aquél para el cual no existe ni acumulación ni pérdida de sólidos acumulados en el

sedimentador, ya que todo el flujo de sólidos F_i que ingrese, se retira como flujo F_R por el fondo (se desprecia el F_e que arrastra el efluente).

La expresión (10") representa también la igualdad de los KgSS/día o KgSS/h de ingreso y de recirculación, condición necesaria para mantener el estado de equilibrio:

$$(Q + Q_R) * X_{i0} = Q_R * X_{R0} \quad (\text{KgSS/d})$$

Si no existiera ese estado de equilibrio, un peso de sólidos $\pm W_S$ se estaría acumulando (si el signo fuera positivo) o se estaría perdiendo (si el signo fuera negativo) por día o por hora en el tanque:

$$\pm W_S = (Q + Q_R) * X_{i0} - Q_R * X_{R0}$$

La condición de equilibrio está definida por $\pm W_S = 0$ para la cual se obtiene el flujo másico límite $F_{i0} = F_{R0} = C_{SS0}$.

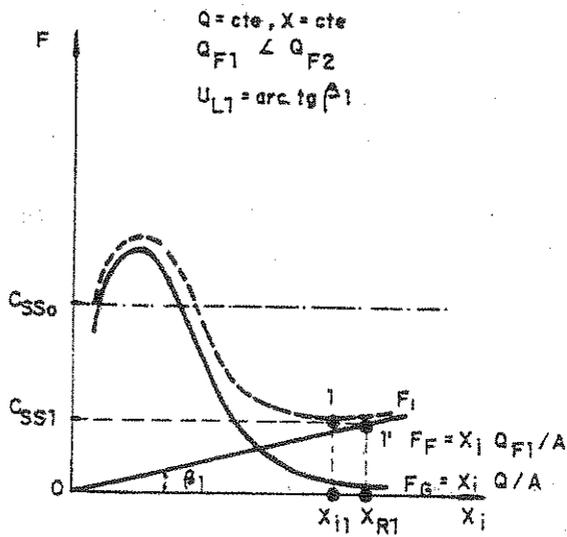
11.4.3.1.f - Regulación de la concentración de sólidos en sistemas con recirculación

En un sistema con recirculación la regulación de la concentración de sólidos X_i en la entrada del sedimentador secundario y dentro de la unidad intermedia (por ejemplo, el tanque de aeración en un sistema de lodos activados) se efectúa regulando el caudal de extracción de fondo Q_F .

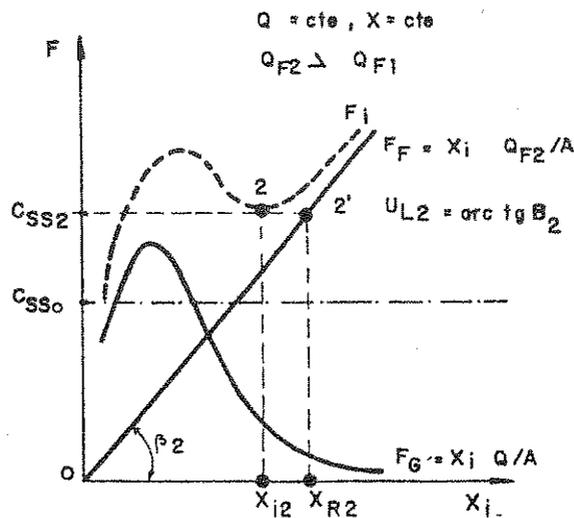
El proceso de regulación se analiza en la figura 11.4.17 en base al flujo másico para cada caudal de extracción. Tanto en A como B la curva de F_G es la misma (esa curva es función de la carga superficial hidráulica Q/A) pero se modifica la inclinación de la recta FF, es decir, se modifica la velocidad U_L de extracción de lodos y por lo tanto el caudal Q_F .

Si para un dado caudal $Q = \text{cte}$ de ingreso se requiere aumentar la concentración de sólidos en el tanque de aeración, deberá reducirse el caudal de extracción de lodos Q_F , con lo que la curva de F_i se parecerá a la A de la figura 11.4.17, con baja velocidad $U_L = Q_F/A_p$, baja carga superficial C_{SS1} y una concentración X_{i1} en el tanque. La concentración de sólidos en el caudal de recirculación será X_{R1} .

En cambio, si se aumenta el caudal de extracción de fondo Q_F , aumenta la velocidad U_L y baja la concentración de sólidos en el reactor al valor X_{i2} . La carga superficial másica aumenta al valor C_{SS2} y la concentración en la recirculación baja a $X_{R2} < X_{R1}$.



SE REDUCE EL CAUDAL DE EXTRACCION DE LODO Q_F ,
 CON LO CUAL BAJA LA VELOCIDAD $U_L = Q_F/A$ Y
 AUMENTA LA CONCENTRACION DE SÓLIDOS X_i .
 LA CARGA SUPERFICIAL MASICA ADMISIBLE SE REDUCE
 A C_{SS1}



SE INCREMENTA EL CAUDAL DE EXTRACCION DE LODOS Q_F ,
 CON LO CUAL AUMENTA LA CONCENTRACION DE SÓLIDOS X_i .
 LA CARGA SUPERFICIAL MASICA ADMISIBLE SE INCREMENTA
 NUEVAMENTE C_{SS2}

Figura 11.4.17.

Regulación de la concentración de sólidos por medio del caudal de extracción de lodos.

Regulando la extracción de lodos del fondo es posible regular, entonces, no solo la concentración de sólidos en el reactor y en la entrada del sedimentador secundario, sino también el máximo flujo másico que éste puede manejar (carga superficial másica C_{SS}).

En la figura 11.4.18 se analiza el efecto de la variación del caudal afluyente Q sobre el flujo de sólidos, manteniendo $X = cte$ y $Q_F = cte$. Se observa en B que el incremento de Q influye sobre la curva F_G , levantando la carga superficial másica C_{SS2} aplicada y aumentando la concentración de sólidos al valor X_{i2} . Lo contrario ocurre cuando descende Q ya que descende la carga superficial másica y la concentración de sólidos, como se aprecia en A de la figura 11.4.18.

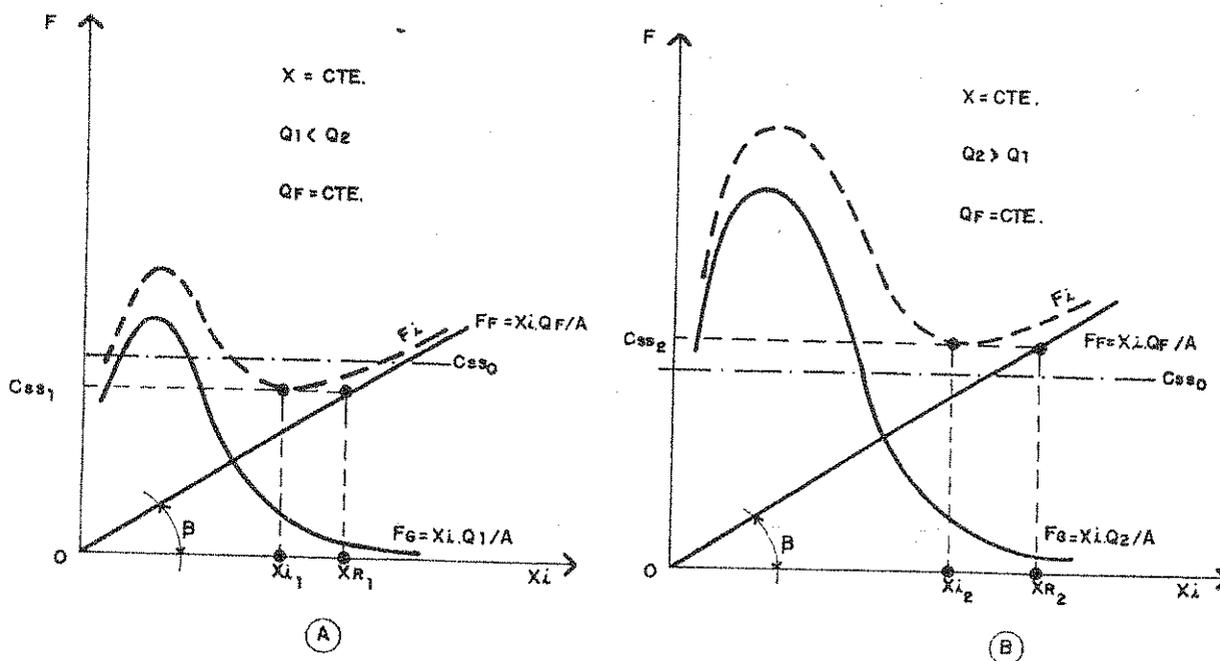


Figura 11.4.18

Efecto de la variación del caudal afluyente Q con caudal de fondo constante.

Es importante tomar en cuenta la diferencia entre los dos procesos que acabamos de analizar. En efecto, el de la figura 11.4.17 es un proceso de control de la operación del sedimentador secundario: el operador regula el caudal Q_F para mantener el valor de sólidos suspendidos X_i en el tanque de aeración o en la unidad intermedia de la que se trate. En cambio, el proceso de la figura 11.4.18 no es proceso de control sino la consecuencia de las modificaciones en el caudal Q o la concentración X del afluyente.

El proceso de control en base a la variación de $Q_F = Q_R + Q_{LE}$ permite retirar lodos del sistema a través de Q_{LE} (caudal de lodos en exceso) y por lo tanto realmente puede aumentar la carga másica admisible en la entrada por arriba de la de diseño.

El proceso debido al incremento del caudal afluente Q o de la concentración X , incorpora en cambio carga de sólidos al sistema y si se mantiene el caudal de fondo constante y sigue aumentando Q o X , la carga superficial másica aplicada puede superar a la de diseño, con lo que el sedimentador comenzará a acumular lodos en exceso, creciendo el volumen de los mismos hasta el desborde, si no se incrementa Q_F .

11.4.3.1.g - Volumen de lodos en el fondo del sedimentador

En un sistema como el A de la figura 11.4.16, puede escribirse la siguiente expresión de continuidad del peso de los sólidos que circula en la unidad de tiempo, por el sedimentador:

$$(Q + Q_R) * X_i = Q_F * X_R + Q_e * X_e \pm W_S$$

$$(\text{m}^3/\text{h}) * (\text{KgSS}/\text{m}^3) = (\text{KgSS}/\text{h})$$

Esta expresión indica, como ya vimos, que el peso de sólidos que ingresa, igual a $(Q + Q_R) * X_i$, es igual al que sale por el fondo $(Q_R + Q_{LE}) * X_R$ más el que sale por el vertedero de salida $Q_e * X_e$, más (o menos) el peso de sólidos W_S que se acumula por hora o por día en el fondo (o que se extrae del fondo).

En un sistema típico de lodos activados los valores de X oscilarían en:

$$X_i = 2.000 \text{ a } 5.000 \text{ gr}/\text{m}^3$$

$$X_R = 8.000 \text{ a } 15.000 \text{ gr}/\text{m}^3$$

$$X_e = 10 \text{ a } 20 \text{ gr}/\text{m}^3$$

De acuerdo con esto, es válido despreciar el valor de $Q_e * X_e$ respecto de los restantes, resultando, entonces:

$$\pm W_S = (Q + Q_R) * X_i - Q_F * X_R$$

$$\pm W_S = (Q + Q_R) * X_i - (Q_R + Q_{LE}) * X_R \quad (12)$$

Cumplíendose las siguientes condiciones:

$W_S > 0$ Ingresa más lodo que el que sale. Crece el volúmen de lodos en el fondo.

$W_S = 0$ Ingresa la misma cantidad de lodo que la que sale. No se modifica el volúmen de lodos almacenados en el fondo.

$W_S < 0$ Ingresa menos lodo que el que sale. Baja el volúmen de lodos en el fondo.

Si la planta cuenta con elementos que permitan medir los caudales Q , Q_R y Q_F o Q_{LE} , con dos ensayos de campo para estimar X_i y X_R , el operador puede saber en que condiciones está trabajando el sedimentador y qué debe hacer con $Q_F = Q_R + Q_{LE}$.

Este es un buen método para detectar si se corre el peligro de acumular lodos en exceso en el sedimentador, que puedan alcanzar un nivel tal que deteriore la calidad del efluente.

11.4.3.1.h - Recirculación

De acuerdo con la expresión (12) para que el volumen de lodos acumulado en el fondo no varíe, debe cumplirse con la condición $W_S = 0$, es decir:

$$(Q + Q_R) * X_i = Q_F * X_R$$

De donde, la concentración de sólidos en el lodo espesado en el fondo del sedimentador, para la condición de equilibrio, vale:

$$X_R = X_i * \frac{Q + Q_R}{Q_F} = X_i * \frac{Q + Q_R}{Q_R + Q_{LE}} \quad (13)$$

Expresión que se transforma en la (11) cuando $Q_{LE} = 0$. La ecuación (13) permite calcular en el caudal de fondo, para la condición de equilibrio $W_S = 0$, en base a la X_i de entrada (coincide con la del tanque de aeración o unidad intermedia) y los caudales de operación. Esta expresión es útil para el control de la operación, ya que conociendo los caudales de operación y la X_i deseada en el reactor puede calcularse la concentración X_R que debe llevar el caudal de recirculación para evitar el aumento del volumen de lodos acumulados. Luego se efectúa un ensayo en la planta para determinar " X_R planta" en el caudal de recirculación y se compara con el calculado. Según el resultado se operará sobre los caudales Q_R y Q_{LE} para acercar " X_R planta" al valor X_R calculado según (13).

Partiendo de la expresión (11) y despejando la relación de recirculación r , se obtiene, para $Q_{LE} = 0$:

$$r = \frac{Q_R}{Q} = \frac{X_i}{X_R - X_i} = \frac{1}{\frac{X_R}{X_i} - 1} = \frac{1}{C - 1} \quad (14)$$

Donde:

$$C = X_R / X_i = \frac{Q + Q_R}{Q_R} \quad (14')$$

El valor C representa la relación de compactación del lodo en el fondo del sedimentador, expresado como relación de la concentración de sólidos en el fondo del tanque respecto de la concentración de ingreso y como relación de caudales según la expresión (13) genérica o las (14) y (14') si se considera $Q_{LE} = 0$.

Generalmente, para aeración extendida se adopta $C_{\text{máx}} = 2$ con lo que resulta $r_{\text{máx}} = 1$ (caudal de recirculación Q_R igual al afluente Q).

Otra expresión similar surge del índice volumétrico de lodos I_{VL} , definido como el volumen que ocupa la unidad de peso de lodo sedimentado (1 litro de licor sedimentado en probeta graduada durante durante 30 minutos):

$$I_{VL} = \frac{\text{volumen de lodo sedimentado}}{\text{peso seco de los sólidos sedimentados}} \quad (\text{mL/g})$$

Si se considera que durante los 30 minutos que dure el ensayo los lodos sedimentados se han espesado hasta alcanzar su máxima concentración de sólidos X (criterio propuesto por Boodgood en 1942) entonces la $X_{R\text{máx}}$ a obtener en el fondo del tanque para cada I_{VL} estaría dada por:

$$X_{R\text{máx}} = \frac{10^6}{I_{VL} \text{ (mL/g)}} \quad (\text{mg/L}) \quad (15)$$

Con lo cual la (13) puede escribirse, para I_{VL} en (mL/g) y X_i en (mg/L):

$$r = \frac{1}{\frac{X_R}{X_i} - 1} = \frac{1}{\frac{10^6}{I_{VL} * X_i} - 1} \quad (16)$$

Dado que el I_{VL} es sencillo de determinar, las expresiones (15) y (16) suelen ser muy utilizadas en el control de plantas en operación.

En el cuadro 11.4.10 se aprecian los valores de $r = Q_r/Q$ calculados para distintos X_i y X_R . Se observa que si por razones operativas baja la calidad del lodo, incrementándose I_{VL} , por ejemplo hasta 500 mL/g, la concentración de sólidos X_R en el lodo recirculado se reduce a 2000 mg/L con lo que no es posible mantener en un tanque de aeración prolongada, por ejemplo, el valor $X_i = 4000$ mg/L requerido por el proceso, pues se necesitaría una recirculación infinita.

Durante el período de diseño el sistema operará desde el caudal mínimo inicial hasta el máximo final a 20 años, los que, a su vez, definirán flujos de sólidos mínimos y máximos dentro de ese período.

Cuadro 11.4.10

Relación de recirculación necesaria en función de X_i y X_R en base a las expresiones (15) y (16)

I_{VL} (mL/g)	$X_{Rm\acute{a}x}$ (mg/L)	X_i (mg/L)	$r = Q_r/Q$
50	20.000	1.000	0,05
		2.000	0,11
		4.000	0,25
100	10.000	1.000	0,11
		2.000	0,25
		4.000	0,67
200	5.000	1.000	0,25
		2.000	0,67
		4.000	4,00
500	2.000	1.000	1,00
		2.000	Infinito
		4.000	<0

El sistema deberá proyectarse para cumplir, tanto en las condiciones de mínima como de máxima, con las cargas superficiales hidráulicas y másicas que se hayan adoptado.

De acuerdo con el análisis gráfico de las figuras 11.4.17 y 11.4.18, las cargas superficiales máxicas extremas en el sedimentador estarían definidas por:

$$C_S(0) = \frac{(Q_0 + Q_{R0}) * X_i}{A} = \frac{(Q_{C0} + Q_{R0}) * X_i}{A}$$

$$C_{SS}(20) = \frac{(Q_{20} + Q_{R20}) * X_i}{A} = \frac{(Q_{D20} + Q_{R20}) * X_i}{A}$$

Definidas las cargas superficiales máxicas y el área del sedimentador, el caudal máximo de recirculación sería el mayor de los obtenidos en base a las siguientes expresiones:

$$Q_{R0} = \frac{A * C_{SS}(0) - Q_{C0} * X_i}{X_i} \quad (17)$$

$$Q_{R20} = \frac{A * C_{SS}(20) - Q_{D20} * X_i}{X_i} \quad (17')$$

O bien, considerando $Q_r = r * Q$:

$$r_0 = \frac{A * C_{SS}(0)}{Q_{C0} * X_i} - 1 \quad (18)$$

$$r_{20} = \frac{A * C_{SS}(20)}{Q_{D20} * X_i} - 1 \quad (18')$$

Desde el punto de vista práctico, el $Q_{r\text{máx}}$ calculado en base a las expresiones (17) y (18) suele requerir valores de X_R muy elevados en la recirculación, que son muy difíciles de alcanzar en sedimentadores reales. Además, el caudal de recirculación Q_R es uno de los parámetros de control más importantes en los procesos de lodos activados, por lo que es necesario brindar al operador márgenes razonables de seguridad para que pueda llevar el valor Q_R al necesario para solucionar las emergencias que se presenten.

Estas razones llevan a adoptar criterios prácticos para definir caudales, máxicos de recirculación, mayores que los definidos por las expresiones (17) y (18), criterios que varían en función del tipo de tratamiento que precede al

sedimentador secundario pero que, en general, toman en cuenta la máxima compactación o densificación de lodos (o máxima concentración de sólidos X_R que en condiciones reales pueda obtenerse con seguridad en el fondo del sedimentador).

Habitualmente es difícil que el operador pueda asegurar valores de X_R mayores a 9000 mg/L ($I_{VL} = 110$ mL/g) en sedimentadores secundarios, por lo que un criterio de seguridad sería limitar a este valor la $X_{R\text{máx}}$ de diseño.

En esa forma, si se sigue el criterio de adoptar una relación de compactación $C = X_R/X_i = 2$, que definiría un valor $r = Q_R/Q = 1$ según la expresión (14), la máxima concentración de sólidos que podría asegurarse en el tanque de aeración, por ejemplo, no superaría el valor $X_{i\text{máx}} = X_{R\text{máx}}/2 = 4.500$ mg/L.

En el cuadro 11.4.11 se aprecian los valores correspondientes a este criterio de diseño ($X_{R\text{máx}} = 9000$ mg/L) para relaciones de recirculación comprendidas entre 0,5 y 2,0.

Cuadro 11.4.11

Valores prácticos de recirculación adoptando como límite $X_{R\text{máx}} = 9000$ mg/L

$r = Q_R/Q$	$C = X_R/X_i$	X_i (mg/L)	X_R (mg/L)	I_{VL} (mL/g)
0,5	3,00	1.000	3.000	333
		2.000	6.000	167
		3.000	9.000	111
1,0	2,00	1.000	2.000	500
		2.000	4.000	250
		3.000	6.000	167
		3.500	7.000	143
		4.000	8.000	125
1,5	1,67	4.500	9.000	111
		3.000	5.010	200
		3.500	5.845	171
		4.000	6.680	150
		4.500	7.515	133
2,0	1,50	5.000	8.350	120
		3.500	5.250	190
		4.000	6.000	167
		4.500	6.750	148
		5.500	8.250	121
		6.000	9.000	111

11.4.3.2 - Criterios de diseño de sedimentadores secundarios

11.4.3.2.a - Carga superficial hidráulica de diseño

Respecto de este parámetro, son válidas también las consideraciones efectuadas en el punto 11.4.2.2.a respecto de la imposibilidad de utilizar directamente los valores obtenidos de ensayos de sedimentación para el diseño de unidades sedimentadoras secundarias.

En el cuadro 11.4.12 se observan los valores de diseño recomendados por diversos organismos. Si bien los valores más conservadores pertenecen a E.E.U.U. de Norteamérica (EPA, Normas de los Diez Estados, WPCF, etc) mientras que Brasil y Venezuela utilizan valores ligeramente más elevados, en general existe coincidencia en el rango de 16 a 24 $m^3/m^2.d$, para lechos percoladores (salvo Brasil, que adopta 36 $m^3/m^2.d$) y de 8 a 33 $m^3/m^2.d$ para lodos activados, en ambos casos para QC20. En general, la norma brasileña adopta como valores de diseño, el rango superior recomendado por los organismos de E.E.U.U. de Norteamérica y en algunos casos, supera esos valores.

Para la definición de valores de diseño para sedimentadores secundarios a ser utilizados en el medio rural deben tomarse en cuenta dos aspectos: las deficiencias en la operación y mantenimiento que suelen aquejar a estas obras y la importancia crítica que posee el buen funcionamiento del sedimentador secundario en la eficiencia de la unidad que lo precede y en la calidad del efluente final.

Estos dos aspectos hacen recomendable no trabajar con valores de diseño cercanos al límite, sino ubicar a los mismos en un rango intermedio que asegure resultados confiables aún con baja calidad de operación.

Atendiendo a este criterio se han definido los valores que se observan en el cuadro 11.4.13, para una temperatura media mensual mínima del líquido de 20°C, seleccionados dentro del rango medio de vomed para cada caso sin superar los valores vomáx del cuadro 11.4.14. Se considera a estos valores razonables para proyectos de sedimentadores secundarios destinados a sistemas rurales, dejando la posibilidad al proyectista de la adopción de otros valores con la adecuada justificación en cada caso particular.

Cuadro 11.4.12

Sedimentadores Secundarios

Cargas superficiales hidráulicas y tirantes mínimos según diversos organismos

Autor u Organismo	Condiciones	Carga superficial de diseño		Tirante mínimo lateral h (m)
		vo med(1) (m ³ /m ² d)	vo máx(2) (m ³ /m ² d)	
CoFAPYS Norma existente		24 a 32		2,3
EPA	Después de lechos percoladores	16 a 24	41 a 49	3,0 a 3,7
	" " lodos activados	16 a 33	41 a 49	3,7 a 4,6
	" " aeración extendida	8 a 16	33	3,7 a 4,6
Normas de los Diez Estados (U.S.A.)	Después de lodos activados convencionales	-	49	3,7 o más
	" " " aeración extendida	-	41	
	" " " nitrificación separada	-	33	
WPCF	Valor promedio recomendado	33	-	3,0 a 4,6
Ejército E.E.U.U.	Para $Q_{C20} \leq 0,4$ l/s (~ 150 hab)	4	8	2,4 a 4,3
	Para $Q_{C20} > 0,4$ l/s	24	33	2,4 a 4,3
Marina E.E.U.U.	Con todas las unidades en servicio	33 (3)	49	3,0 a 3,7
	Con una unidad fuera de servicio	-	61	3,0 a 3,7
Norma NB-570 ABNT, Brasil	Después de lechos percoladores	36	-	Mínimo 0,50m sin remoción mecánica de lodos y 2,0 m con remoción me- cánica
	Después de lodos activados:			
	X < 3000 mgSS/L	36	-	"
	3000 mgSS/L < X < 4500 mgSS/L	24	-	"
X > 4500 mgSS/L	16	-	"	
Norma INOS, Venezuela	Después de lechos percoladores	-	55	
	" " lodos activados convencional	-	50	-
	" " aeración extendida	-	40	-
Alem Sobrinho, Pedro (4)	Después de lodos activados	16 a 32	-	3,5 a 5,0
	" " aeración prolongada	8 a 16	-	3,5 a 5,0

(1) Para Q_{C20} , (2) Para Q_{E20} , (3) Para Q_{D20}

(4) Estudio dos fatores que influem no desempenho do processo de lodos ativados - Revista DAE 132, 1983.

Sedimentadores Secundarios

Cargas superficiales hidráulicas recomendadas para Normas CoFAPyS

Condiciones	Carga superficial de diseño a 20°C (3)	
	vomed (1) (m ³ /m ² .d)	vomáx (2) (m ³ /m ² .d)
Después de lechos percoladores Después de lodos activados:	24	45
X ≤ 3000 mgSS/L	30	55
3000 mgSS/L < X ≤ 4500 mgSS/L	24	40
X > 4500 mgSS/L	14	30

(1) Para Q_{C20}(2) Para Q_{E20}

(3) Para temperaturas del líquido menores a 20° C deberá efectuarse corrección por baja temperatura.

En caso de contar con ensayos de sedimentación de lodos como los descritos en 11.4.3.1.e, podrá obtenerse de la curva de Fi (flujo másico de entrada) en función de Xi (concentración de sólidos de entrada) la velocidad de sedimentación para cada concentración (en todos los casos los ensayos se efectuarán a 20° C):

$$v_s = \frac{F_i}{X_i} = \frac{(\text{KgSS}/\text{m}^2 \cdot \text{d})}{(\text{KgSS} \cdot \text{m}^3)} = (\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}) \quad (19)$$

Para el flujo límite F_{io} = C_{SS0} a 20° C:

$$v_{s0} = \frac{F_{io}}{X_{io}} = \frac{C_{SS0}}{X_{io}} \quad (\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d})$$

El valor así obtenido deberá afectarse de un coeficiente de seguridad FS comprendido entre 1,50 y 1,75 según informan diversos autores, para llegar a la carga superficial hidráulica de diseño:

$$v_0 = \frac{v_{s0}}{F_S} \quad (\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}) \quad (20)$$

Si el valor de v_0 así obtenido resultara superior a los del cuadro 11.4.13, se utilizarán las cargas superficiales indicadas en este último. En caso contrario, se utilizarán los valores de v_0 calculados a partir del ensayo.

En sedimentadores ubicados en la salida de lechos percoladores, la relación de recirculación r que requieren estos últimos definirán el caudal de entrada Q_i :

$$Q_i = (1 + r) * Q$$

Si la recirculación del líquido clarificado se toma luego del vertedero de salida, entonces la carga hidráulica unitaria sobre éste y la carga superficial hidráulica de la zona de sedimentación se verificarán para el caudal $(1 + r) * Q$. Si existe flujo continuo de lodos del fondo hacia el sedimentador primario con relación de recirculación $r_L = Q_{RL}/Q$ el caudal de ingreso será:

$$Q_i = (1 + r + r_L) * Q$$

En cuanto al caudal de diseño para el vertedero y la zona de sedimentación, seguirá siendo $(1 + r) * Q$ pues Q_{RL} se extrae por el fondo.

En sedimentadores secundarios para lodos activados, en cambio, siempre el caudal de diseño para carga superficial hidráulica será directamente Q pues Q_F se extrae del fondo y no participa del proceso de sedimentación de sólidos sino del de compactación de lodos.

11.4.3.2.b - Influencia de la temperatura

Un análisis similar al efectuado en 11.4.2.2.b para sedimentadores primarios, corresponde en este caso para los secundarios. Los mismos autores, S.C.REED y R.S.MURPHY que analizaron la influencia de la temperatura en sedimentación del tipo II, lo hicieron también con la del tipo III (de zona o autointerferida) llegando a la conclusión que la influencia de la temperatura en el proceso de sedimentación es función de la concentración de sólidos X_i que ingresa a la unidad.

Para concentraciones de hasta 2000 mgSS/L el comportamiento frente a la temperatura es similar al de un sedimentador primario, pero a medida que crece la concentración, baja la influencia de la temperatura sobre la sedimentación. En la figura 11.4.19 se aprecian las curvas que definen el factor FT por corrección técnica por debajo de 20°C.

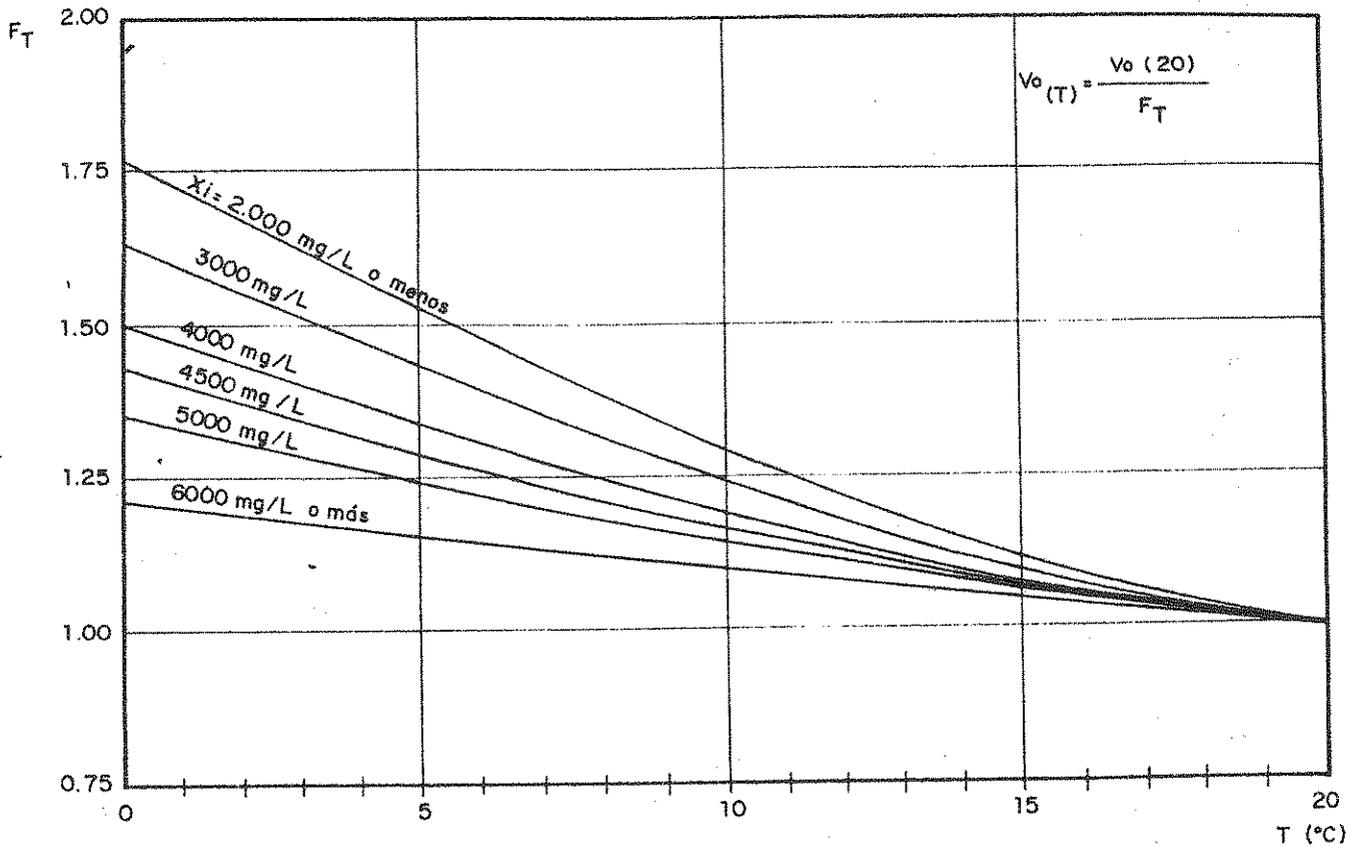


Figura 11.4.19

Factor de corrección por temperatura

La temperatura T corresponde a la media del líquido durante el mes más frío del año. Si esta no se conoce, se adoptará la temperatura media de la localidad, para el mes más frío del año.

La corrección por temperatura se efectuará solo cuando resulte $T < 20^\circ\text{C}$. Para temperaturas iguales o superiores a 20°C , no se efectuará corrección térmica. La carga superficial corregida será:

$$V_o(T) = \frac{V_o(20)}{F_T} \quad (\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}) \quad (21)$$

11.4.3.2.c - Tiempo de permanencia y profundidad

Con referencia al tiempo de permanencia o de residencia hidráulica, valen en este caso las consideraciones efectuadas en 11.4.2.2.c, incluyendo las definiciones de

Dado que no se recomienda el diseño en base a este parámetro, la mayoría de las normas y organismos no lo establecen. En el cuadro 11.4.14 se observan tiempos de permanencia recomendados por Babbit y Bauman y las normas venezolanas INOS, que presentan valores coincidentes.

En sedimentadores secundarios, las cargas superficiales másica e hidráulica y las profundidades mínimas son las que definen el volumen útil y no el tiempo de permanencia, razón por la cual se consideran razonable establecer solo la permanencia mínima para Q_{E20} , en forma similar a lo propuesto para sedimentadores primarios. Con este criterio se han seleccionado los valores del cuadro 11.4.15.

Respecto de las profundidades mínimas, en el cuadro 11.4.12 se aprecian valores recomendados por diversos organismos. El tirante mínimo lateral (side water depth) corresponde a la profundidad de agua medida sobre la pared de la zona cilíndrica del sedimentador circular y a la profundidad de agua en la zona final de los tanques rectangulares, cercana a la zona de salida.

Los valores recomendados por la norma brasilera ABNT resultan bajos comparados con los restantes. Con valores de 0,50 m de tirante líquido mínimo en la zona del vertedero de salida, aumenta el riesgo de resuspensión de lodos por vientos, corrientes de densidad y por la misma llamada del verteder. Por otra parte, incrementar excesivamente las profundidades mínimas laterales encarecería las obras, razón por la cual debe adoptarse una solución de compromiso entre costo y eficiencia.

Cuadro 11.4.14

Sedimentadores Secundarios

Tiempos de permanencia según diversos autores

Autor u organismo	Condición	Tiempo de permanencia
Babbit y Bauman(1)	Después de lechos percoladores	
	- de baja carga	1,0 hora
	- de media y alta carga	1,5 "
	Después de lodos activados	2 a 2,5 horas
Norma INOS, Venezuela (2)	Después de lechos percoladores	0,5 a 1,25 horas
	Después de lodos activados:	
	Convencional	1,0 horas
	Aeración extendida	2,0 horas
Norma NB-570 ABNT.Brasil(1)	Después de lodos activados	> 1,5 horas

(1) Para Q_{C20} , (2) Para Q_{E20}

Sedimentadores Secundarios

Valores de permanencia y tirantes mínimos recomendados para las normas CoFAPyS

Ubicación de la unidad	Tiempo de Permanencia para Q_{E20}	Tirante líquido mínimo hmín según tipo de barrido de fondo (1)
Después de lechos percoladores	> 0,8 hora	2,00 (manual)
Después de lodos activados		2,50 (mecánica)
	$X \leq 3000$ mgSS/L	> 1,0 hora " "
3.000 mgSS/L < $X \leq 4500$ mgSS/L		> 1,3 horas " "
	$X > 4500$ mgSS/L	> 1,5 horas " "

(1) Para sedimentadores tipo DORTMUND se aceptará hmín = 1,00 m en la zona cilíndrica.

En general, las profundidades mayores del cuadro 11.4.2 (4,00 a 5,00 m) son recomendadas para las unidades de mayor tamaño (más de 30 m de diámetro o de longitud). En unidades más pequeñas, como las utilizadas en el rango de población al que se destinan estas normas, las profundidades mínimas oscilarían entre 2,0 m (para limpieza manual) y 2,50 m (para limpieza mecánica), en la zona cercana al vertedero de salida, según se indica en el cuadro 11.4.15.

11.4.3.2.d - Velocidad horizontal

La norma brasileña es la única reglamentación que establece un valor límite (20 mm/s) para la velocidad horizontal en sedimentadores secundarios, cualquiera sea el tratamiento que los preceda. Si bien la norma no lo especifica taxativamente, la magnitud de la velocidad necesariamente obliga a referirla al caudal Q_{E20} , resultando los valores, de $U_{Fm\acute{a}x}$ indicados en el cuadro 11.4.16, para los tres valores de α especificados en la norma de caudales.

Se observa que manteniendo el valor de 20 mm/s como velocidad horizontal máxima absoluta las velocidades para caudales medios Q_{C20} oscilarían entre 7,5 mm/s y 10,2 mm/s, valores compatibles con los informados por diversos autores (ver cuadro 11.4.7 para Sedimentadores Primarios) pero ubicados muy cerca del límite superior.

Por tal razón se considera más conveniente limitar la velocidad máxima horizontal a valores entre 5 y 8 mm/s para Q_{C20} (ver 11.4.2.2.d) con un máximo absoluto de 20 mm/s

para Q_{E20} y utilizar para el diseño la sección transversal mayor de las calculadas con ambas velocidades.

Cuadro 11.4.16

Sedimentadores Secundarios

Velocidades horizontales máximas

$U_{Fm\acute{a}x}$ para Q_{E20}	$\alpha = Q_{E20}/Q_{C20}$	$U_{Fm\acute{a}x}$ para Q_{C20}
20 mm/s	1,95	10,2 mm/s
"	2,38	8,4 mm/s
"	2,66	7,5 mm/s

En la figura 11.4.20 se aprecia la distribución de velocidades en un sedimentador secundario típico, de planta circular y flujo horizontal alimentado por el centro. Las flechas horizontales representan la velocidad y su longitud es proporcional a la misma, expresada en mm/s por el número que acompaña a cada flecha.

Se observe que en un sedimentador de este tipo existen dos corrientes horizontales netamente diferenciadas: la inferior, desde el centro hacia la periferia, con alto contenido de sólidos (más de 1000 mgSS/L) que llega hacia la pared perimetral, ascendiendo y conformando una contracorriente superior, con líquido de menor contenido de sólidos (de menor densidad que el de la corriente inferior) y de sentido contrario (de la periferia hacia el centro).

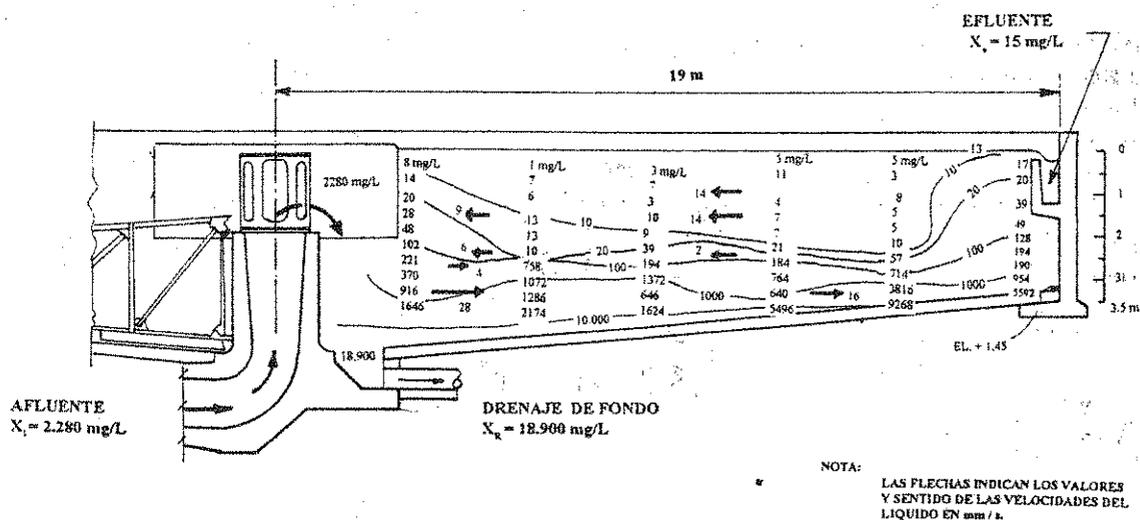


Figura 11.4.20

Si se observan las curvas de isoconcentración de sólidos, se aprecia que existe una verdadera estratificación de densidades entre la corriente principal inferior y la contracorriente superior (obsérvese la escasa distancia que separa a las curvas de 20 y 100 mgSS/L en la zona anterior al vertedero de salida). Por esa causa, la corriente ascendente sobre la pared perimetral y la contracorriente de retorno, suelen denominarse "corrientes de densidad" ya que el efecto dinámico del flujo de entrada y de la llamada del vertedero de salida se ve reforzado por el gradiente de concentración que favorece la ascensión del flujo en la zona de salida.

Todo esto indica que el valor de velocidad media horizontal obtenida como cociente entre el caudal Q y la sección transversal A_t de la zona de sedimentación, puede resultar una gruesa aproximación a la realidad en la mayoría de los sedimentadores secundarios de flujo horizontal, debido al efecto de las corrientes de densidad, que reducen el área neta de pasaje de flujo y que pueden llegar a invertir el sentido del mismo en parte de la sección transversal.

Por tal razón, este parámetro debe ser manejado con cuidado en la definición de un proyecto, utilizándolo exclusivamente como parámetro de verificación, sin perder de vista, además, que se trata de un valor de velocidad media horizontal aplicado en forma simplificada a un escurrimiento que resulta complejo en la mayoría de la configuraciones reales.

Otro aspecto a tomar en cuenta, es que este parámetro no es aplicable a sedimentadores de flujo vertical, como el habitualmente denominado "tipo Dotmund".

11.4.3.2.e - Carga hidráulica unitaria sobre el vertedero de salida

En lo que respecta al vertedero de salida, son válidas todas las consideraciones efectuadas en 11.4.2.2.e a las que debe agregarse que, en el caso de los sedimentadores secundarios es mucho mayor la influencia de la carga hidráulica del vertedero sobre la fuga de sólidos y por lo tanto, sobre la calidad del efluente.

Los valores agrupados en el cuadro 11.4.17 oscilan entre $124 \text{ m}^3/\text{m.d}$ para Q_{C20} a $380 \text{ m}^3/\text{m.d}$ para Q_{E20} . Varios autores modifican la carga sobre el vertedero en función de su ubicación respecto de las corrientes de densidad.

Cuadro 11.4.17

Sedimentadores Secundarios

Cargas unitarias sobre el vertedero de salida según diversos autores

Autor u Organismo	Valores recomendados
Metcalf y Eddy	$\leq 375 \text{ m}^3/\text{m.d}$ si se lo instala más allá de la zona de retroceso de la corriente de densidad (para Q_{E20}) $\leq 250 \text{ m}^3/\text{m.d}$ si se lo instala en la zona de retroceso de la corriente de densidad (para Q_{E20})
EPA	$\leq 186 \text{ m}^3/\text{m.d}$ para Q_{C20} si se lo instala en la zona de ascenso de las corrientes de densidad. Informa sobrecargas de hasta $1240 \text{ m}^3/\text{m.d}$ sobre vertederos adecuadamente independizados de los efectos de las corrientes de densidad
Normas de los Diez Estados	$\leq 124 \text{ m}^3/\text{m.d}$ para $Q_{C20} \leq 3.785 \text{ m}^3/\text{d}$ (~ 15.000 hab) $\leq 186 \text{ m}^3/\text{m.d}$ para sedimentadores más grandes, ambos (E.E.U.U.) calculados para Q_{C20}
Marina EEUU	$\leq 372 \text{ m}^3/\text{m.d}$ para Q_{D20}
Ejército EEUU	$\leq 62 \text{ m}^3/\text{m.d}$ para $Q_C \leq 378 \text{ m}^3/\text{d}$ (~ 1500 hab) $\leq 124 \text{ m}^3/\text{m.d}$ para $378 \text{ m}^3/\text{d} < Q_C \leq 3.785 \text{ m}^3/\text{d}$ (~ 1500 a 15.000 hab) $\leq 149 \text{ m}^3/\text{m.d}$ para $Q_C > 3785 \text{ m}^3/\text{d}$ (~ 15.000 hab) en todos los casos para Q_{C20}
WPCF	De 120 a $360 \text{ m}^3/\text{m.d}$ el funcionamiento es satisfactorio. Utilizar el valor menor para Q_{C20} y el mayor para Q_{E20}
Norma ABNT, Brasil	$\leq 380 \text{ m}^3/\text{m.d}$ para Q_{E20} , después de lecho percolador $\leq 290 \text{ m}^3/\text{m.d}$ para Q_{E20} , después de lodos activados
CoFAPyS	$\leq 1,5 \text{ l/m.s} = 130 \text{ m}^3/\text{m.d}$ para Q_{C20}

Este detalle es muy importante y puede observarse en la figura 11.4.20 en un sedimentador secundario típico de planta circular y flujo horizontal, la concentración de sólidos cerca de la superficie del líquido es mucho menor en el primer tercio del radio de la planta circular (1 mgSS/L) que en la periferia, donde se ubicó el vertedero de salida (15 mgSS/L). Este efecto, como ya fue analizado en 11.4.3.2.d se debe a las corrientes de densidad desarrolladas en los sedimentadores de flujo horizontal.

La ubicación del vertedero de salida resultaría entonces un factor importante para decidir la carga hidráulica máxima que éste debe soportar. Sin embargo, la adecuada ubicación requiere experiencia en el diseño y datos reales sobre la distribución de velocidades y concentraciones de sólidos en tanques con similar tipo de entrada y similares concentración de sólidos de ingreso y velocidad horizontal.

Por tales razones, se considera más razonable establecer en la norma una carga límite para toda condición y permitir al proyectista la justificación de otros valores a satisfacción del CoFAPyS, si así lo considera conveniente y cuenta con los elementos para ello.

En cuanto a la carga límite a adoptar, se considera razonable, atendiendo al párrafo anterior, adoptar valores medios de 120 m³/m.d para barros activados y 155 m³/m.d para percoladores (valores medios mínimos según WPCF) para el caudal medio Q_{C20}, estableciendo los límites de la norma brasileña ABNT, NB-570, para Q_{E20}. Este criterio, en base a los valores de α definidos en la norma de caudales, arrojaría los valores del cuadro 11.4.18, donde se observa que, diseñando para Q_{C20} con el valor de qvmed, solo se excedería el valor de qvmáx para localidades pequeñas (menos de 3.000 habitantes). Solo para estas localidades, entonces, podría ocurrir que la longitud del vertedero de salida resulte definida por Q_{E20}.

Cuadro N° 11.4.18

Sedimentadores Secundarios

Análisis de las cargas unitarias sobre el vertedero de salida

Ubicación	qvmed para Q _{C20} según normas (m ³ /m.d)	α	qvmáx para Q _{E20} = $\alpha \cdot qvmed$ (m ³ /m.d)	qvmáx para Q _{E20} según normas (m ³ /m.d)
Después de lechos percoladores		1,95	302	380
		2,38	369	
		2,66	412 (*)	
Después de lodos activados	120	1,95	234	290
		2,38	286	
		2,66	319 (*)	

(*) Para pequeñas localidades qvmáx definirá el diseño del vertedero de salida.

Respecto del caudal a tomar en cuenta en cada caso, dependerá de como se extraiga el caudal de recirculación Q_R.

En general vale el siguiente criterio:-

Q_R = Tomado después del vertedero de salida (recirculación del efluente, para percoladores)

$$qv = \frac{Q + Q_R}{L_V}$$

Q_R = Tomado del fondo o antes del vertedero de salida (recirculación de lodos o de efluente tomado en forma independiente al vertedero)

$$qv = \frac{Q}{L_V}$$

Donde:

Q = caudal afluyente a la unidad (sin considerar la recirculación)

Q_R = caudal de recirculación

L_V = longitud del vertedero

Siendo L_V la longitud total del vertedero calculada en base a:

$L_V = \pi * (D_1 + D_2 + \dots)$ vertedero circular

$L_V = n * b$ vertedero recto

Donde D_1, D_2, etc , representa el diámetro de cada vertedero circular y n la cantidad de lados activos en vertederos rectos de longitud b . La longitud será la total de proyección en planta del vertedero, sin descontar los sectores triangulares de los vertederos tipo "serrucho".

En cuanto a la carga del vertedero en sedimentadores circulares, la misma crece con el diámetro de la unidad. En efecto, para un tanque de diámetro D , la carga superficial hidráulica y la carga unitaria sobre el vertedero valen:

$$C_{sh} = v_0 = \frac{Q}{A} = \frac{4 * Q}{\pi * D^2}$$

$$qv = \frac{Q}{\pi * D}$$

Donde:

$$qv = \frac{D}{4} * v_0$$

Expresión que indica que, para un sedimentador circular, para una misma carga superficial hidráulica v_0 , la carga unitaria qv sobre el vertedero crece con el diámetro, como puede observarse en el cuadro 11.4.18.bis para una carga superficial típica de $24 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$

Cuadro 11.4.18 bis

Sedimentadores Secundarios

Influencia del diámetro sobre la carga hidráulica sobre el vertedero

D	Csh para Q_{C20} ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$)	qv para Q_{C20} ($\text{m}^3/\text{m}.\text{d}$)
5	24	30
10	"	60
15	"	90
20	"	120
25	"	150
30	"	180

Quando la carga unitaria supere a la máxima admisible del cuadro 11.4.8, deberá reemplazarse al vertedero típico perimetral por una canaleta circular interior al tanque, que permita el desborde por ambos lados, duplicando prácticamente la longitud del vertedero y bajando la carga a la mitad. Como se aprecia en el cuadro 11.4.18 bis, a partir de los 20 m de diámetro se requeriría doble vertedero en sedimentadores para lodos activados diseñados para $v_{0\text{med}} = 24 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ y a partir de los 25 m para sedimentadores ubicados después de lechos percoladores, para cumplir con las cargas unitarias máximas del cuadro 11.4.18.

11.4.3.2.f - Carga superficial de sólidos para el diseño de tratamientos de lodos activados

En el cuadro 11.4.19 se aprecian valores de carga superficial de sólidos (o carga superficial másica) recomendada por diversos organismos. En general coinciden con un máximo de $245 \text{ KgSS}/\text{m}^2.\text{d} = 10,2 \text{ KgSS}/\text{m}^2.\text{h}$ para Q_{E20} y un rango de 98 a $147 \text{ KgSS}/\text{m}^2.\text{d}$ para Q_{C20} (Brasil especifica $144 \text{ KgSS}/\text{m}^2.\text{d}$ para este caudal).

Entre estos criterios merece destacarse el de la Water Pollution Control Federation (WPCF) que relaciona la carga superficial másica de diseño con el índice volumétrico de lodos (IVL) o lo que es lo mismo, con la concentración de sólidos X_R en el circuito de recirculación.

Este criterio se fundamenta en la relación que existe entre el flujo de sólidos que ingresa al sedimentador (carga superficial másica) la concentración de sólidos en la entrada y en el fondo (o el IVL) y la relación de recirculación de acuerdo con la expresión (10"):

$$F_i = \frac{(Q + Q_R) * X_i}{A_p} = \frac{Q_R * X_R}{A_p} = C_{SS}$$

O bien:

$$F_i = \frac{(1 + r) * Q * X_i}{A_p} = \frac{r * Q * X_R}{A_p} = C_{SS}$$

$$F_i = (1 + r) * C_{Sh} * X_i = r * C_{Sh} * X_R = C_{SS}$$

De donde resulta:

$$C_{SS} = r * C_{Sh} * X_R \quad (\text{KgSS/m}^2 \cdot \text{d})$$

Con los valores de carga superficial hidráulica C_{Sh} del cuadro 11.4.13 se calcularon los valores de C_{SS} para distintos valores de r y X_i , con un valor límite de $X_R = 9000$ mg/L. Los resultados se aprecian en el cuadro 11.4.20. Los valores de C_{SS} indican la carga superficial de sólidos que se requiere aplicar en la entrada del sedimentador, con una relación de recirculación r , para mantener una concentración X_i en el tanque de aeración y una X_R en el caudal de recirculación. Se observa que el valor necesario de C_{SS} varía considerablemente para las distintas condiciones, circunstancia que justifica el criterio de la WPCF de seleccionar la carga superficial másica en base al IVL (o a X_R) en el fondo del sedimentador secundario.

Por un lado, entonces, se encuentran las cargas C_{SS} del cuadro 11.4.20 que representan el flujo de sólidos con el cual debe alimentarse al sedimentador para obtener las X_R deseadas y poder así mantener las X_i con las recirculaciones indicadas.

Cuadro 11.4.19

Sedimentadores Secundarios

Cargas superficiales másicas recomendadas por diversos organismos en tratamientos de lodos activados

Autor u organismo	Valores recomendados de C_{SS} ($KgSS/m^2.d$) para		
	Q_{C20}	Q_{D20}	Q_{E20}
EPA	98 a 147	-	≤ 245
Normas de los Diez Estados (EEUU)	-	-	≤ 245
Marina EEUU	-	≤ 245	-
WPCF	49 $KgSS/m^2.d$ para $IVL = 300 mL/g$ a 290 $KgSS/m^2.d$ para $IVL = 100 mL/g$		
Norma ABNT NB-570, Brasil	≤ 144	-	-
Alem Sobrinho, P. 72 a 144, salvo aeración prolongada (Brasil, 1983)	24 a 120, para aeración prolongada		≤ 168

Por el otro lado, el proyecto encuentra el tope que impone el criterio de máxima carga superficial másica recomendada (valores máximos del cuadro 11.4.19). El proyectista, en consecuencia, deberá adoptar una C_{SS} de diseño menor o igual al tope especificado en las normas, verificando en el cuadro 11.4.20 que sea suficiente para alcanzar los valores de X_R previstos.

En cuanto a los valores tope para C_{SS} debe tomarse en cuenta que, en tratamientos con lodos activados, los tiempos de permanencia hidráulica en el tanque de aeración varían de 4 a 60 horas, por lo que se atenúa considerablemente la influencia de los picos horarios de caudal sobre la calidad del efluente que llega al sedimentador secundario, sobre todo en tratamientos de aeración prolongada. Por esta causa resulta razonable establecer los valores tope de C_{SS} referidos al caudal máximo diario Q_{D20} en lugar del máximo horario Q_{E20} , debido a que el efecto de los picos horarios sobre la carga de sólidos en la entrada del sedimentador final resultará muy atenuado por efectos de la alta permanencia hidráulica en el tanque de aeración.

Se propone en consecuencia, adoptar valores para Q_{D20} ligeramente más conservadores que los máximos

recomendados para Q_{E20} y los recomendados por Alem Sobrinho para Q_{C20} , adoptando la mayor área en planta A_p que resulte del cálculo con ambos valores de C_{SS} . En el cuadro 11.4.21 se observa que ambos valores son compatibles con los rangos típicos de α_1 fijados en la norma de caudales.

Quando se cuente con datos de ensayos de sedimentación de lodos de salida del tanque de aeración, se procederá siguiendo la metodología descrita en 11.4.3.1.e para determinar la carga superficial másica.

Cuadro 11.4.20

Sedimentadores Secundarios

Cargas superficiales másicas mínimas necesarias para obtener las X_R indicadas en cada caso

r = Q_R/Q_{C20}	X_i (mg/L)	X_R (mg/L)	I_{VL} (mL/g)	$C_{SS} (*)$ (KgSS/m ² .d)		
				$C_{Sh} = 14$ m ³ /m ² .d	$C_{Sh} = 24$ m ³ /m ² .d	$C_{Sh} = 30$ m ³ /m ² .d
0,5	1000	3000	333			60
	2000	6000	167			120
	3000	9000	111		144	180
1,0	2000	4000	250			60
	3000	6000	167		72	90
	4000	8000	125		96	
	4500	9000	111		108	
1,5	3500	5845	171		56	
	4000	6680	150		64	
	4500	7515	133	53	72	
	5000	8350	120	58		
2,0	3500	5250	190		42	
	4000	6000	167		48	
	4500	6750	148	32	54	
	5500	8250	121	39		
	6000	9000	111	42		

(*) Para los valores de C_{Sh} (a 20° C) indicados, para Q_{C20}

Para agilizar el análisis puede aplicarse el método gráfico de N.YOSHIOKA (Continuous thickening of homogeneous flocculated slurries, Kogaku, Japón, 1957) ilustrado en la figura 11.4.21. El método se basa en el trazado de la tangente a la curva de flujo másico F_G y en las relaciones geométricas que se establecen en el rectángulo de vértices C_{SS} , 3, X_R , 0, entre sus diagonales (una de ellas es la tangente y la otra la recta que representa a F_F) y los

Utilizando este método basta con trazar tangentes a la curva de F_G obtenida del ensayo de sedimentación y obtener un conjunto de valores de C_{SS} y X_R para evaluar la solución más conveniente.

En la figura 11.4.22 se observa, en el gráfico A, la curva de velocidad inicial de sedimentación versus concentración de sólidos resultante del ensayo. Esta curva, dibujada en escala doble logarítmica, presenta un tramo recto que responde a la expresión de P.A.VESILAND:

$$v_s = \frac{m}{X_i^n} \quad (22)$$

Donde m y n , para ese lodo ensayado, pueden obtenerse del gráfico doble logarítmico, considerando que la (22) puede escribirse:

$$\log v_s = \log m - n * \log X_i$$

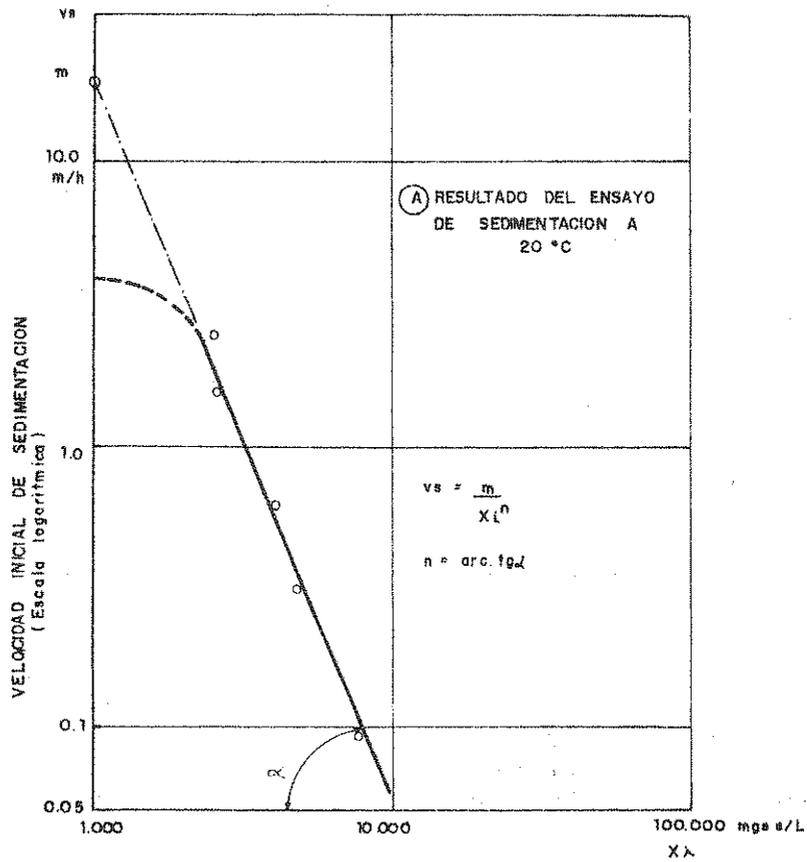
Ecuación de la recta del gráfico A de la figura 11.4.22, en escala logarítmica, donde m representa la ordenada al origen y n la pendiente del tramo recto de la curva.

En B de la figura 11.4.22 se observan la curva F_G en función de X_i construida en base a los valores del gráfico A de la misma figura y las cinco rectas tangentes a la misma, que definen otros tantos pares de valores C_{SS} y X_R .

En la figura 11.4.23 se han trazado las curvas de los distintos parámetros en función de la concentración de sólidos X_R en la recirculación, para 20° C en el líquido.

De la comparación entre el costo de incrementar la recirculación hasta $r = 1,21$, frente al ahorro por disminución de área en planta, se eligió el valor menor de A (2072 m²) compatible con una X_R razonable (8000 mg/L). La carga superficial másica se encuentra dentro de los valores recomendados ($C_{SS} = 103$ KgSS/m².d), al igual que la carga superficial hidráulica ($C_{Sh} = 10,4$ m³/m².d).

Es interesante destacar que V.D. LAQUIDARA y T.M.KEINATH (Mechanism of clarification failure, JWPCF, 55, pag 54, 1983) informan que los sedimentadores finales para lodos activados diseñados cumpliendo con los límites de carga superficial de sólidos, en general cumplen con los límites de carga superficial hidráulica, condición que también se cumple en el ejemplo que acaba de describirse.



Aplicación del método gráfico de Yoshioka para la determinación de CSS, XR y Xi (valores segun Metcalf y Eddy, 1979)

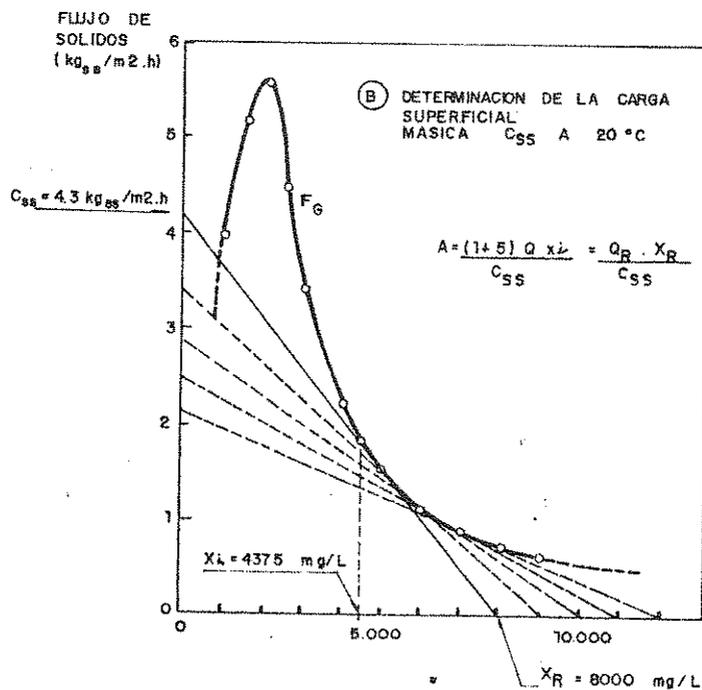


Figura 11.4.22

Concentración de sólidos suspendidos

Otra conclusión que puede obtenerse del análisis de las curvas de las figuras 11.4.22 y 11.4.23 es que en un sistema de lodos activados el costo del conjunto tanque de aeración - sedimentador secundario está vinculado con la concentración de sólidos X_i que se desee mantener en el reactor. En efecto, mayores concentraciones X_i disminuyen el costo del tanque de aeración pero aumentan el del sedimentador secundario, ocurriendo lo contrario al disminuir X_i . Este criterio puede tomarse en cuenta, entonces, junto con el costo operativo, para la elección de la mejor combinación reactor - sedimentador.

11.4.3.2.g - Diseño del sistema de recirculación

Los criterios de diseño del sistema de recirculación dependerán del tipo de tratamiento del cual forma parte el sedimentador secundario.

Si se trata de un tratamiento biológico con lechos percoladores, la recirculación se efectuará con el efluente clarificado y estará definida por el diseño del lecho. En este caso no se analizará la recirculación del flujo de sólidos, lo que solo será necesario cuando exista recirculación de lodos hacia el sedimentador primario.

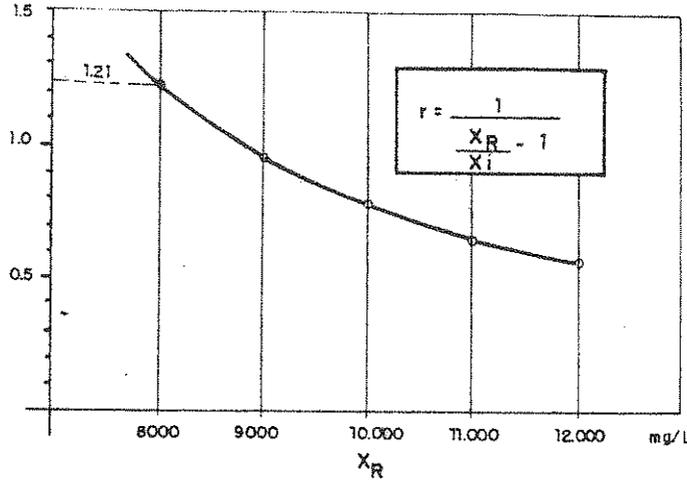
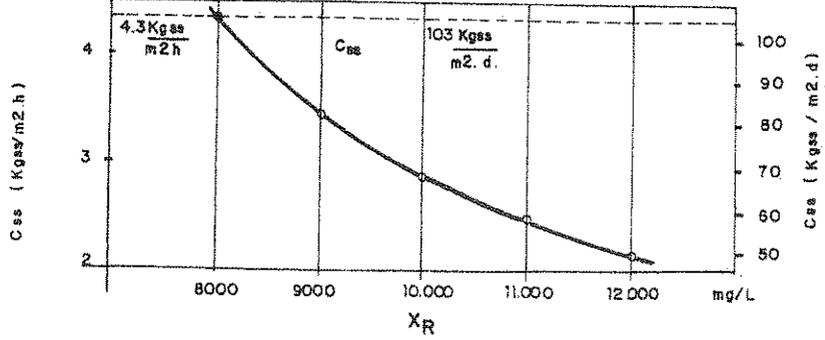
En cambio, si se trata de un tratamiento por lodos activados, la recirculación de lodos que este sistema exige y la gran carga de sólidos que maneja el sedimentador secundario hacen necesario el análisis del flujo másico involucrado.

En un sistema de lodos activados la relación de recirculación se establece para el conjunto reactor-sedimentador en función de la concentración de sólidos deseada en el primero (X_i) y del espesamiento de lodos que puede alcanzarse en el último (X_R) y se la cuantifica por la expresión (14):

$$r = \frac{1}{(X_R / X_i) - 1}$$

De acuerdo con el análisis efectuado en 11.4.3.1.h y los valores del cuadro 11.4.11, requiriéndose concentraciones de sólidos X_i de diseño para lodos activados de 1000 a 6000 mg/L, sin sobrepasar $X_R = 9000$ mg/L, el rango de relaciones de recirculación puede ubicarse entre 0,5 y 1,0.

Sin embargo, como ya se señaló en dicho apartado, las contingencias operativas y la evolución de los caudales llevan al criterio práctico de asignar un 100% de capacidad adicional al sistema de recirculación, respecto del calculado para el proceso.



DATOS

$Q = 0.25 \text{ m}^3/\text{s}$

$X_i = 4000 \text{ a } 6000 \text{ mg/l}$

$T = 20^\circ\text{C}$

Valores Adoptados

$X_i = 4375 \text{ mg/l}$

$X_R = 7.990 \text{ mg/L}$

$r = 1.21$

$A = 2072 \text{ m}^2$

$C_{ss} = 103 \text{ Kgss/m}^2.\text{d}$

$C_{sh} = 10.4 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$

$Q_R = 0.55 \text{ m}^3/\text{s}$

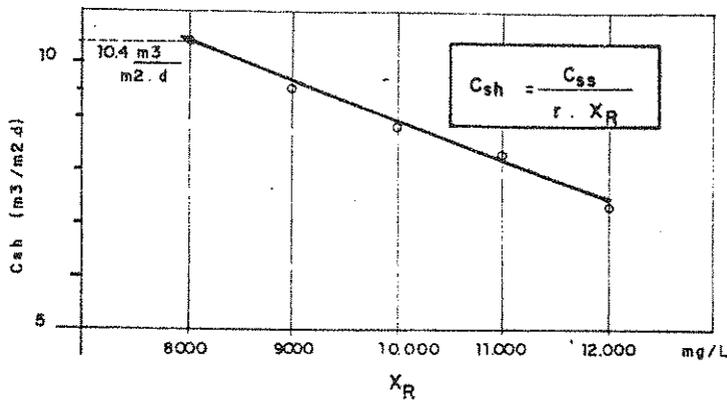
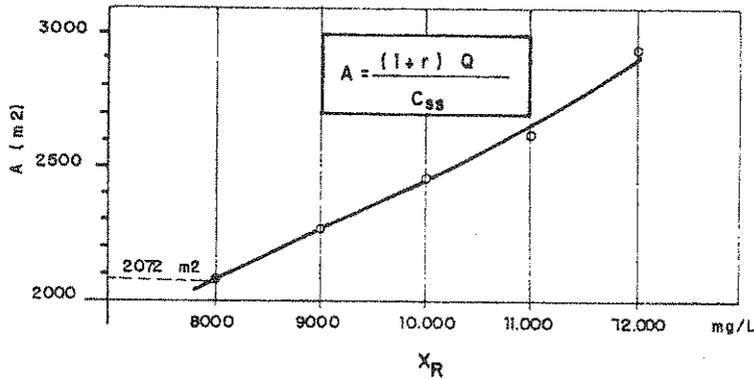


Figura 11.4.23

Relación entre los distintos valores de diseño y la concentración de sólidos X_R para el ejemplo de la figura 11.4.22.

El criterio de diseño, en consecuencia, es diseñar el proceso con $r = 0,5$ a $1,0$ para Q_{C20} (según se trate de lodos activados convencionales o aeración prolongada) y duplicar el caudal de recirculación Q_R así obtenido para cubrir los aspectos señalados en el párrafo anterior. A éste último caudal se lo designará como Q_{RI} (caudal de recirculación a instalar). De acuerdo con esto, puede escribirse :

$$Q_R = r * Q_{C20}$$

$$Q_{RI} = k * Q_R = k * r * Q_{C20} = r_{C20} * Q_{C20}$$

$$r_n = \frac{Q_{RI}}{Q_n}$$

Donde:

Q_R = caudal de recirculación medio para diseño del proceso de lodos activados

Q_{RI} = caudal máximo que puede recircularse (capacidad de recirculación a instalar)

r = relación de recirculación requerida por el proceso para el año $n = 20$ respecto del Q_{C20}

r_n = idem disponible en la planta para el año n , respecto del Q_n que se indique (Q_{C20} , Q_{E20}), etc)

k = factor de seguridad para la recirculación (habitualmente $k = 2$)

Q_n = caudal respecto del cual desee evaluarse la recirculación disponible (Q_{C20} , Q_{E20} , etc)

En consecuencia, para los caudales máximos de diseño se tendrá:

$$r_{E20} = \frac{Q_{RI}}{Q_{E20}} = \frac{k * r * Q_{C20}}{Q_{E20}} = \frac{k * r}{\alpha} \quad (23)$$

$$r_{D20} = \frac{Q_{RI}}{Q_{D20}} = \frac{k * r * Q_{C20}}{Q_{D20}} = \frac{k * r}{\alpha_1} \quad (24)$$

Como se señaló en 11.4.3.2.i, la influencia de los picos horarios sobre la concentración de sólidos en el sedimentador secundario puede despreciarse, por lo que la verificación de la recirculación deberá realizarse para el caudal máximo diario final Q_{D20} .

Definiendo entonces las relaciones de compactación para los dos caudales:

$$C = \frac{X_R}{X_i} \quad \text{valores de diseño del proceso, para } Q_{C20}$$

$$C_{D20} = \frac{X_{R_{D20}}}{X_{i_{D20}}} \quad \text{valores aceptables para } Q_{D20}$$

Siendo las relaciones de recirculación correspondientes:

$$r = \frac{1}{X_R/X_i - 1} \quad (25)$$

$$r_{D20} = \frac{1}{\frac{X_{R_{D20}}}{X_{i_{D20}}} - 1} = \frac{1}{C_{D20} - 1} \quad (26)$$

Requiriéndose un caudal de recirculación para Q_{D20} :

$$Q_{R_{D20}} = r_{D20} * Q_{D20}$$

Debiendo cumplirse:

$$Q_{RI} \geq Q_{ED20} \quad (27)$$

Para el caso habitual en que $C_{D20} = C$, resulta $r_{D20} = r$, obteniéndose:

$$Q_{R_{D20}} = r_{D20} * Q_{D20} = r * Q_{D20} = \alpha_1 * r * Q_{C20} = \alpha_1 * Q_R$$

Debiendo cumplirse, en este caso:

$$Q_{RI} \geq \alpha_1 * Q_R \quad (28)$$

Dado que habitualmente $\alpha_1 < 2$, el factor de seguridad $k = 2$ satisface la condición (28) y brinda un buen margen de operación aún para los últimos años del período de diseño. En general, entonces, las instalaciones se dimensionarán para un caudal de recirculación $Q_{RI} = 2 * Q_R$, salvo que en el diseño se justifique que $\alpha_1 > 2$, en cuyo caso deberá seleccionarse Q_{RI} para que cumpla con la condición (28).

De acuerdo con lo anterior, el criterio de diseño a aplicar será el de adoptar $k = 20$, con lo que resulta:

$$Q_{RI} = k * Q_R = 2 * Q_R \quad (29)$$

$$r_{D20} = \frac{Q_{RI}}{Q_{D20}} = \frac{k * r}{\alpha_1} = \frac{2 * r}{\alpha_1} \quad (30)$$

En el cuadro 11.4.22 se observan los valores de r_{D20} disponibles al final del período de diseño, si se adopta este criterio y se aplican los coeficientes α_1 establecidos en la norma de caudales.

Cuadro 11.4.22

Sedimentadores Secundarios

Recirculación disponible al final del período de diseño según el criterio recomendado ($k = 2$; $Q_{RI} = 2 * Q_R$)

$r = \frac{Q_R}{Q_{C20}}$	α_1	$r_{D20} = \frac{Q_{RI}}{Q_{D20}}$
0,5	1,30	0,77
	1,40	0,71
1,0	1,30	1,54
	1,40	1,43

r_{D20} : relación de recirculación disponible al final del período de diseño para el caudal máximo diario Q_{D20}

11.4.3 - Aspectos constructivos de sedimentadores secundarios

11.4.3.3.a - Forma del sedimentador

Los sedimentadores secundarios pueden construirse con planta rectangular o circular. La planta rectangular presenta un mejor comportamiento hidráulico para el proceso de sedimentación, con menos posibilidades de cortocircuito y buenas características para el espesamiento de lodos, pero con menos eficiencia para manejar altas cargas de sólidos.

Los sedimentadores secundarios de planta circular admiten mecanismos rotativos sencillos para el barrido de fondo, facilitan la formación de mantos de lodos que favorecen la floculación de las partículas que ingresan y en general manejan sin problemas altas cargas de sólidos.

En general, la tendencia universal ha sido la de construir los sedimentadores secundarios con planta circular y mecanismos giratorios de barrido de fondo. Inclusive, para pequeñas unidades, el sedimentador circular de flujo vertical tipo DORTMUND, sin mecanismo de limpieza de fondo, brinda una solución eficiente y de bajo costo.

11.4.3.3.b - Sedimentadores secundarios de planta circular y flujo horizontal

Estos sedimentadores circulares pueden ser de flujo horizontal o vertical. Los sedimentadores de flujo horizontal son en general de poca profundidad, con fondo de baja pendiente (1:10 a 2:15) con mecanismo circular de limpieza y concentración de lodos.

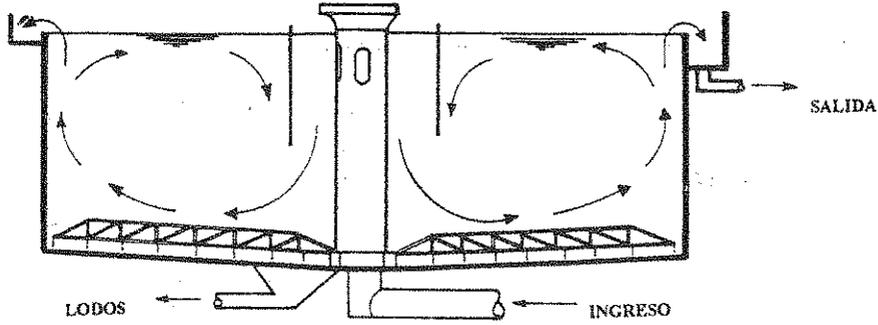
En la figura 11.4.24 se aprecian las diversas modalidades de ingreso y egreso que suelen adoptar los sedimentadores circulares de flujo horizontal y las configuraciones del flujo hidráulico a que dan lugar.

En a) de la figura 11.4.24 se observa el modelo clásico de ingreso central superior, con un baffle o pantalla cilíndrica que distribuye el flujo hacia abajo. La configuración del flujo responde a lo ya analizado en 11.4.3.2.d, con la contra corriente de densidad cerca de la superficie. Se observa que la ubicación del vertedero de salida no es la más favorable ya que está expuesto a la corriente ascendente de densidad. La zona de menor concentración de sólidos no está en la periferia, sino cerca del primer tercio del radio, donde debería ubicarse el vertedero de salida.

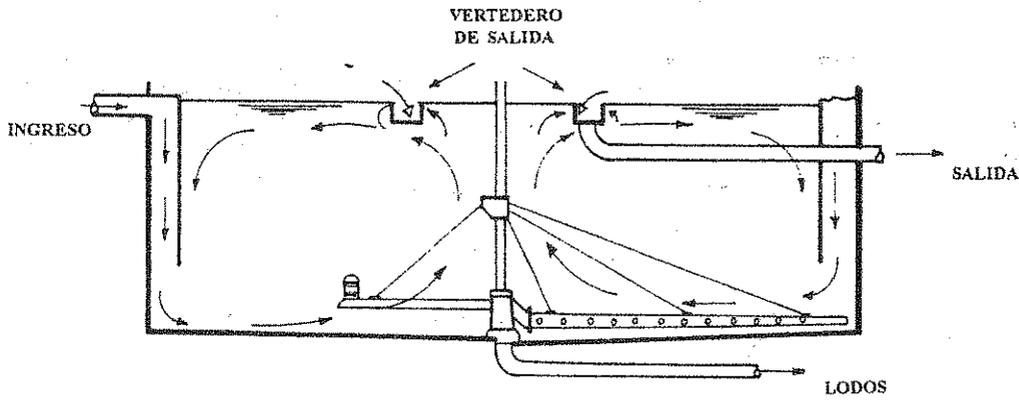
En b) se observa otra variante: ingreso perimetral inferior y salida por vertedero cercano a la zona central. Se observa que la corriente superficial de densidad influye también sobre el vertedero de salida.

ZONA DE MENOR
CONCENTRACION
DE SOLIDOS

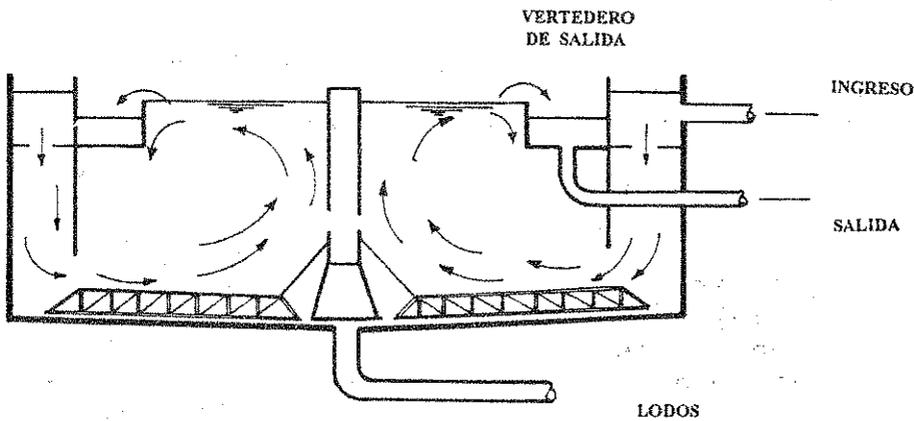
BAFFLE CILINDRICO



a) INGRESO POR COLUMNA CENTRAL Y SALIDA POR VERTEDERO



b) INGRESO PERIMETRAL INFERIOR Y SALIDA POR VERTEDERO CENTRAL ANULAR



c) INGRESO PERIMETRAL INFERIOR Y SALIDA POR VERTEDERO PERIMETRAL SUPERIOR

Figura 11.4.24

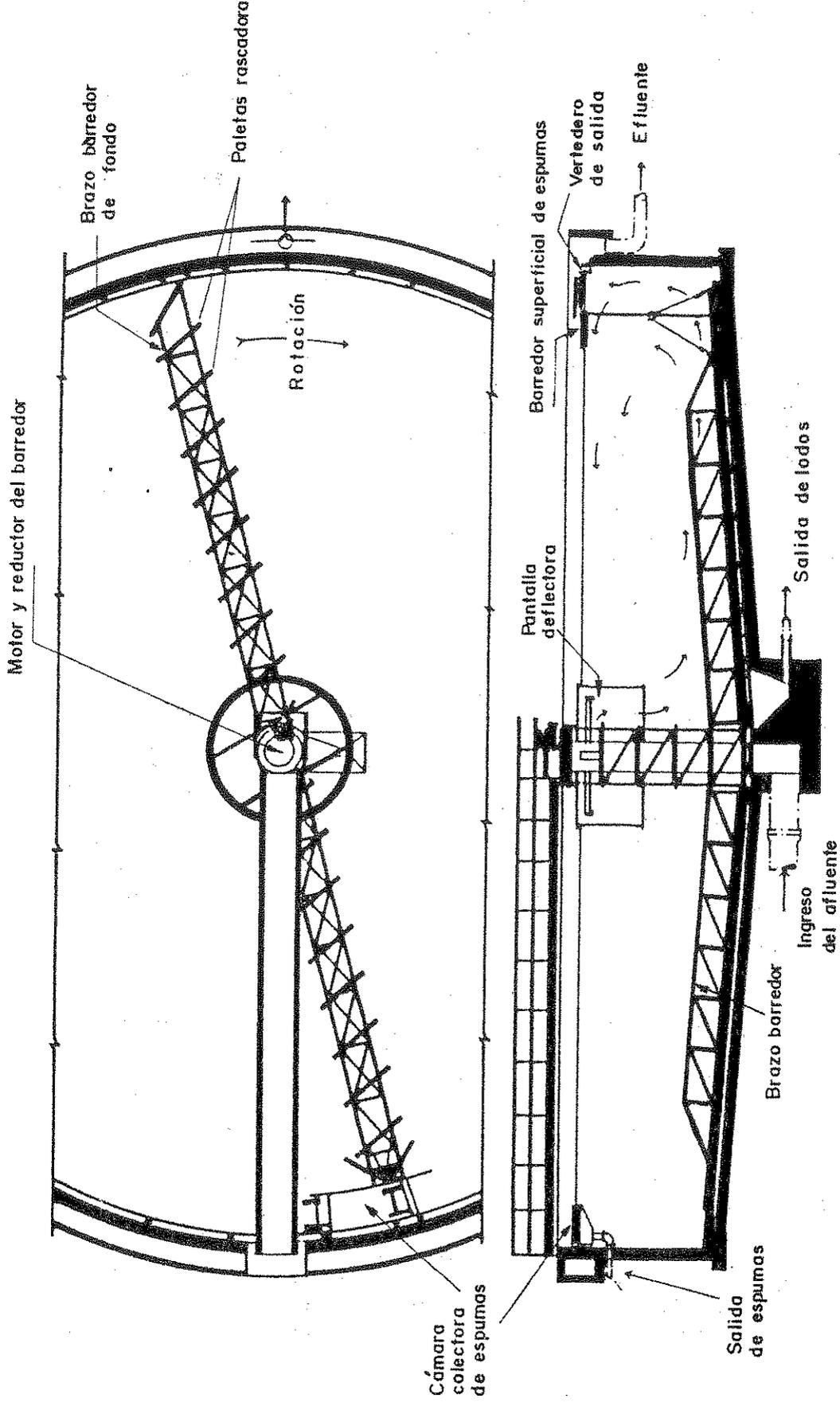


Figura 11.4.25

En c) de la figura 11.4.24 se aprecia la tercera variante, de ingreso perimetral inferior y salida también perimetral, pero superior. Se observa que esta solución es más favorable desde el punto de vista de las corrientes de densidad, permitiendo mayores cargas sobre el vertedero de salida, ya que el mismo se encuentra alejado de las corrientes ascendentes que arrastran sólidos hacia el mismo.

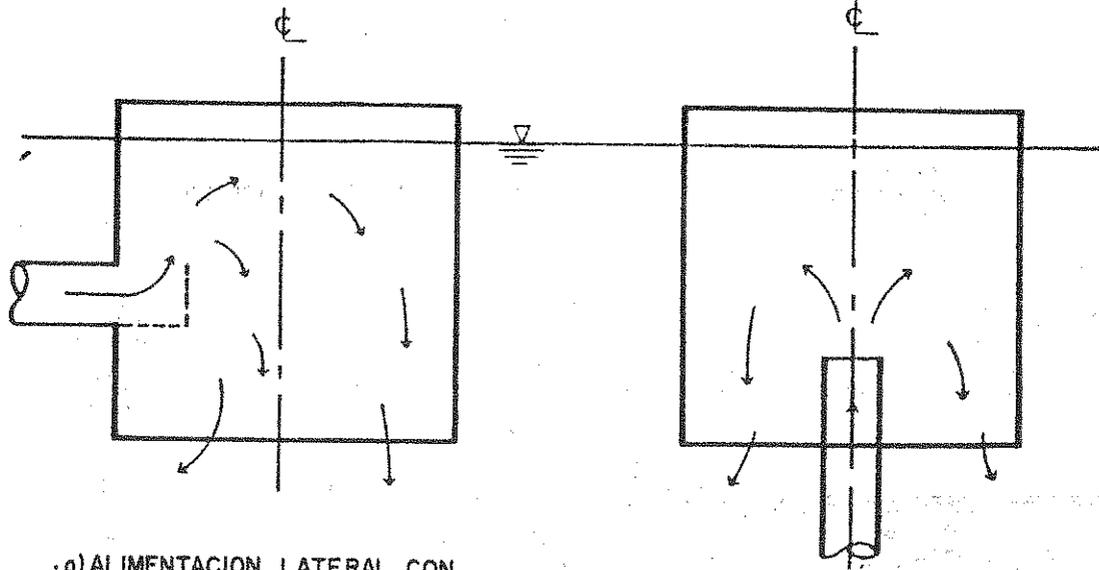
En la figura 11.4.25 se aprecia la construcción típica de un sedimentador circular con alimentador central. En este ejemplo, el brazo barredor de fondo lleva adosado un barredor superficial de espumas que las empuja hacia la cámara colectora. Los lodos barridos en el fondo, se van desplazando en un movimiento en espiral, por acción de las paletas rascadoras, hasta caer en la tolva inferior que conecta con la cañería de salida.

En la figura 11.4.26 pueden apreciarse configuraciones típicas para alimentadores centrales. En la figura 11.4.27 se observa un sedimentador con alimentación lateral con caño horizontal dentro del cilindro o pantalla difusora.

Otra posibilidad de la alimentación central es la de incorporar una zona de floculación antes de la sedimentación, como se ilustra en la figura 11.4.28, donde el flujo ingresa en un cilindro difusor con placas deflectoras que inducen un flujo tangencial dentro de otro cilindro mayor que actúa como cámara de floculación de flujo helicoidal. El vertedero de salida de doble umbral se ubica aproximadamente a una distancia del centro equivalente al 75 % del radio del tanque. La cámara de floculación se dimensiona para un período de permanencia de 20 a 30 minutos, mientras que el cilindro difusor con deflectores, tiene un diámetro comprendido entre el 10 % y el 13 % del diámetro del tanque.

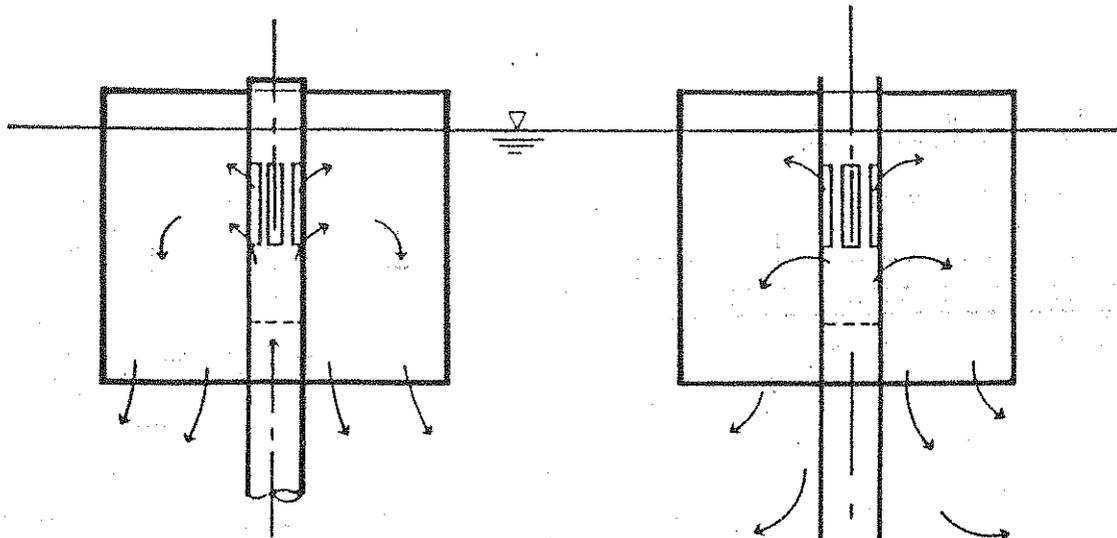
En la figura 11.4.29 se observa un sedimentador circular de flujo horizontal, alimentado por la periferia con vertedero de salida en el centro. Esta construcción, así como cualquiera que introduzca vertederos y caños horizontales dentro del tanque, impide el barrido superficial de espumas.

En otros modelos el cilindro deflector se construye sin orificios inferiores para distribuir el flujo, es decir, queda un anillo continuo de comunicación entre la zona de entrada y la de sedimentación. En esas condiciones, el líquido que ingresa por la cañería circunda la pared externa del cilindro generando un movimiento en espiral del flujo, que favorece la distribución uniforme del mismo en la zona de sedimentación.



a) ALIMENTACION LATERAL CON CAÑO HORIZONTAL

b) ALIMENTACION CAÑO VERTICAL



c) CAÑO VERTICAL RANURADO

d) CAÑO VERTICAL RANURADO CON BAFFLE DEFLECTOR

Figura 11.4.26

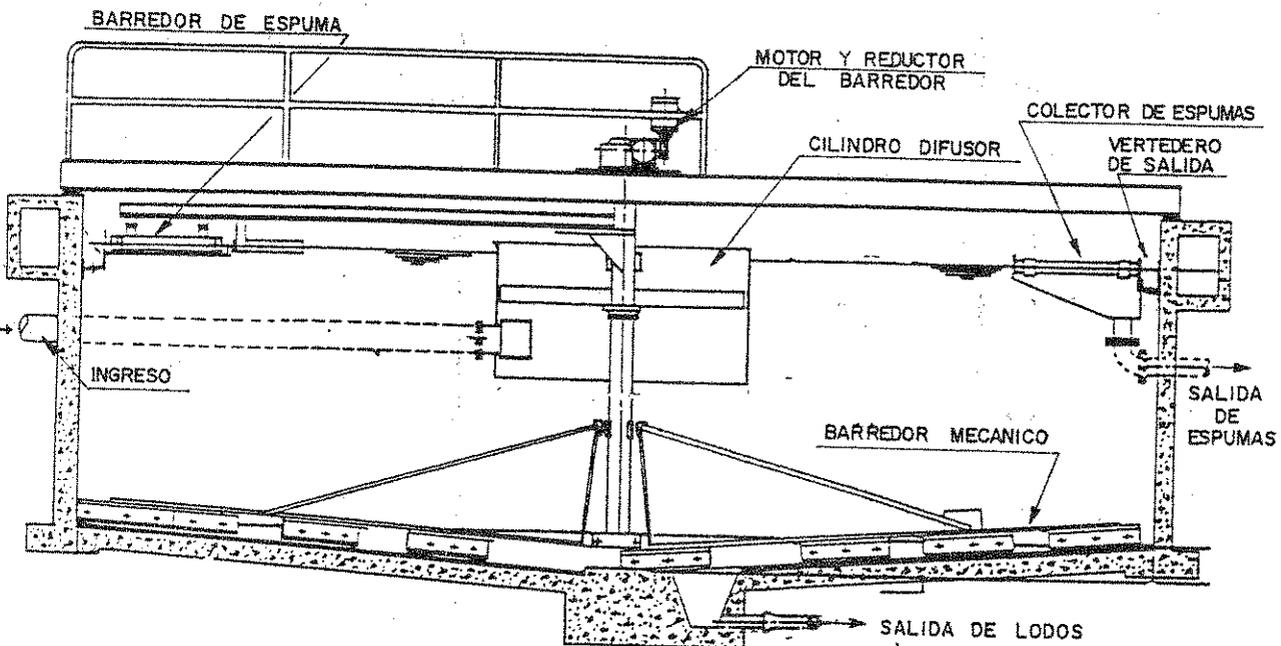
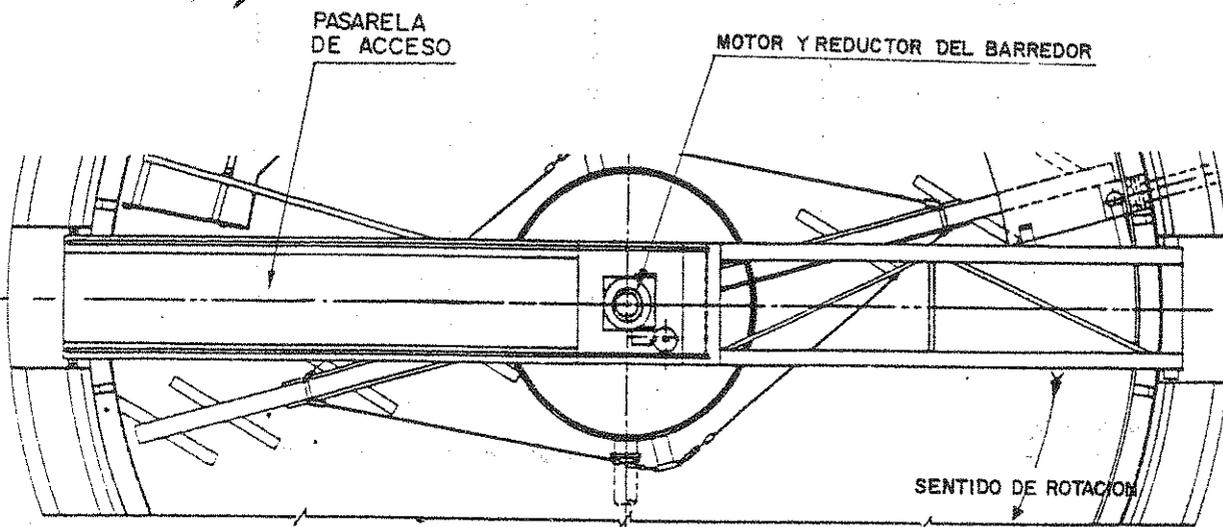


Figura 11.4.27

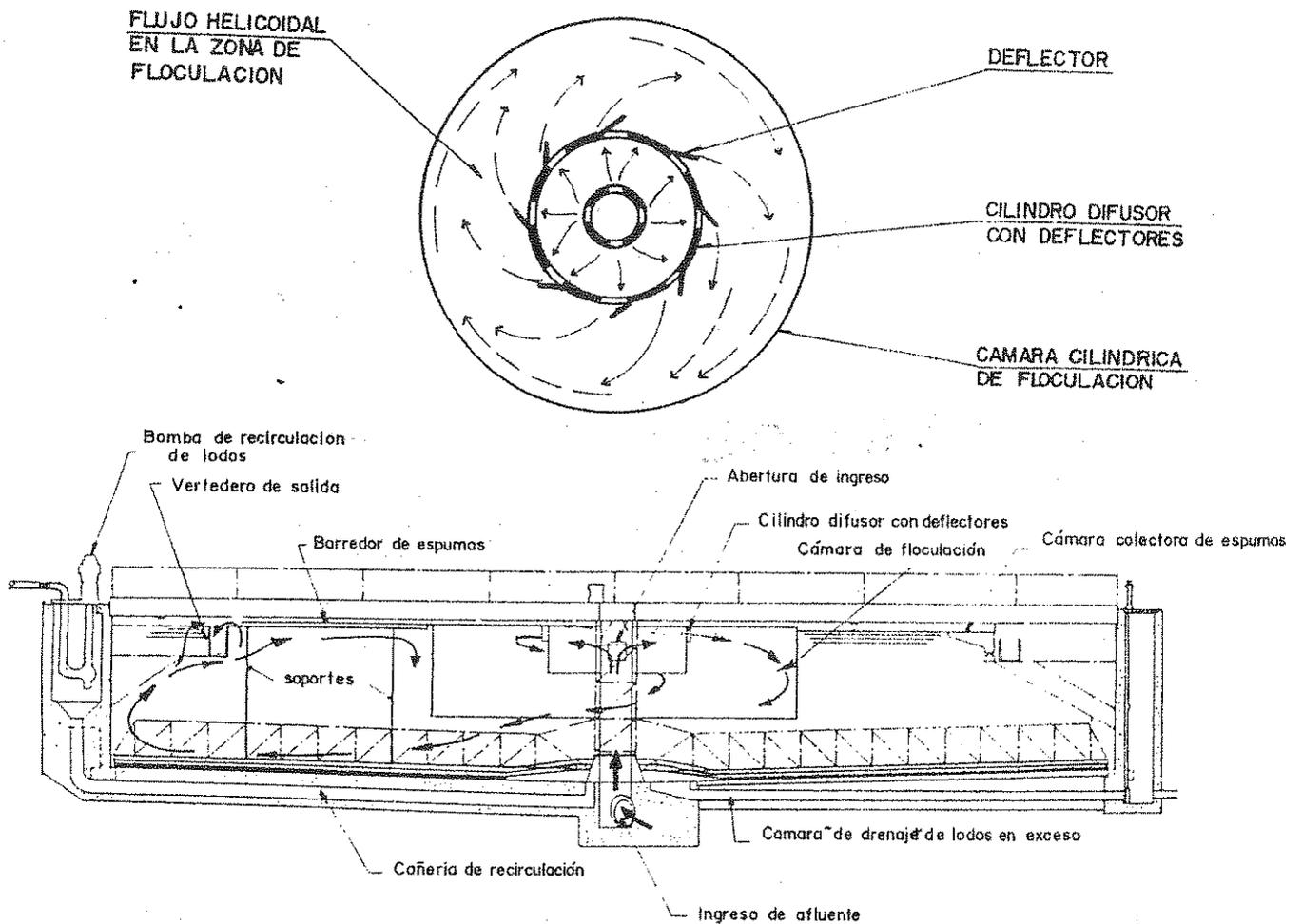


Figura 11.4.28

En la figura 11.4.30 se ilustra un sedimentador circular de flujo horizontal con ingreso y egreso perimetrales. Este tipo de sedimentador, como se mencionó anteriormente, brinda un efluente con bajo contenido de sólidos debido a la ubicación favorable del vertedero de salida, respecto de la contracorriente superficial de densidad.

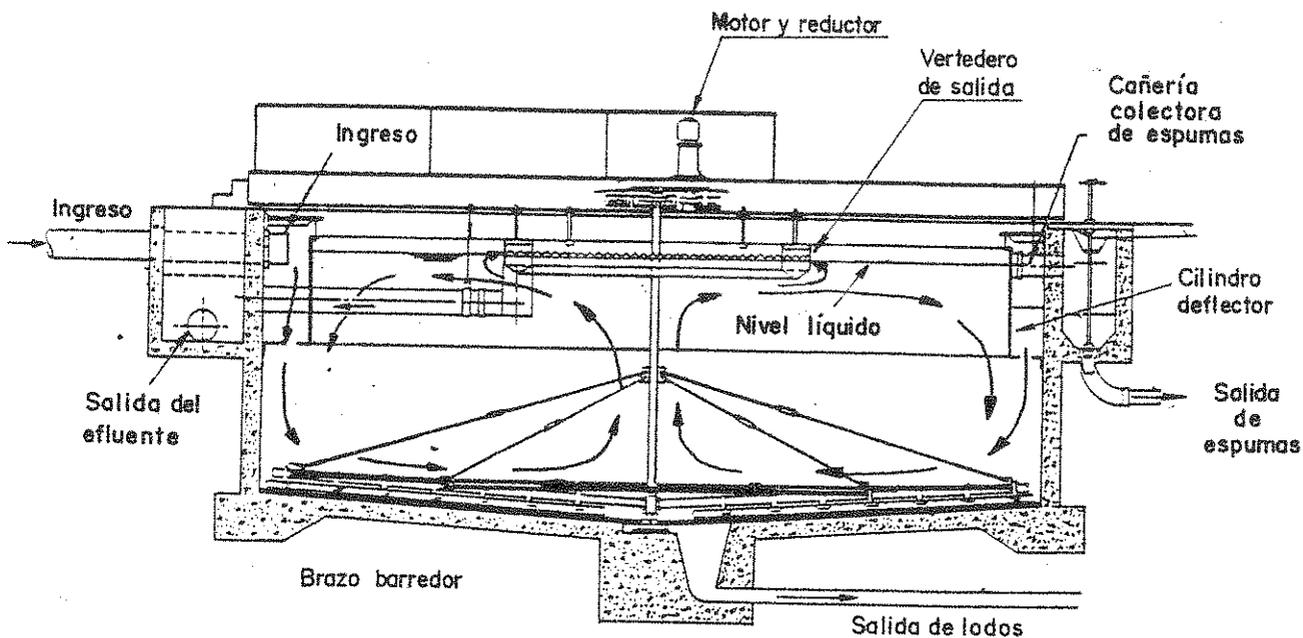


Figura 11.4.29

El problema que presentan los sedimentadores con canal perimetral de ingreso es la dificultad para limpiar automáticamente las espumas y flotantes que suben a la superficie en el canal de ingreso. Para ello suele utilizarse una prolongación del brazo barreador de espumas que barre el canal de ingreso y las manda a una cámara lateral de desagüe. En el caso de la figura 11.4.30 los canales son de profundidad constante y ancho variable (para favorecer la equirrepartición de caudales) por lo que el barreador de espumas del canal de ingreso deberá poseer un conjunto de placas con resorte que se ajusten al ancho variable del canal.

En la figura 11.4.31 se observa un detalle de un barreador similar pero de ancho constante (para canales de profundidad variable) que se mueve junto con el brazo barreador de espumas del tanque.

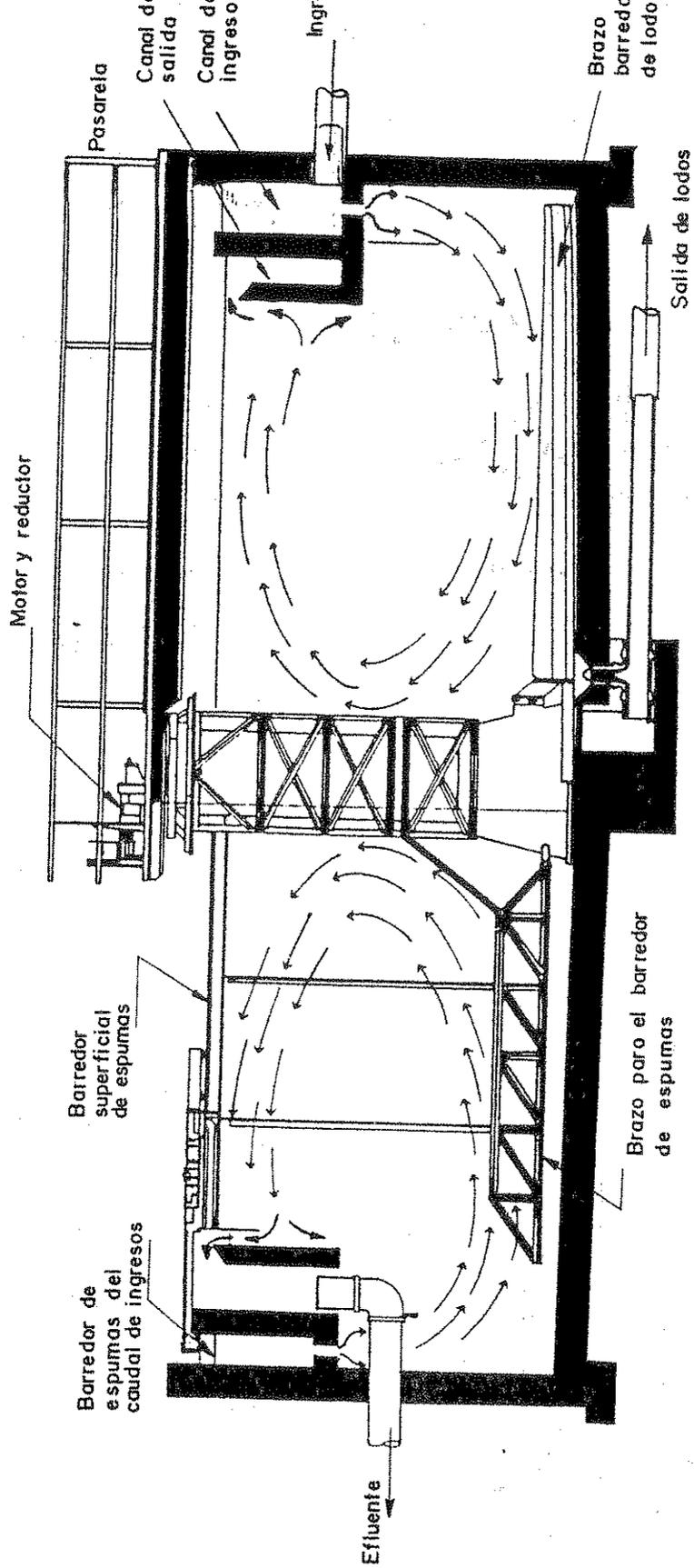


Figura 11.4.30

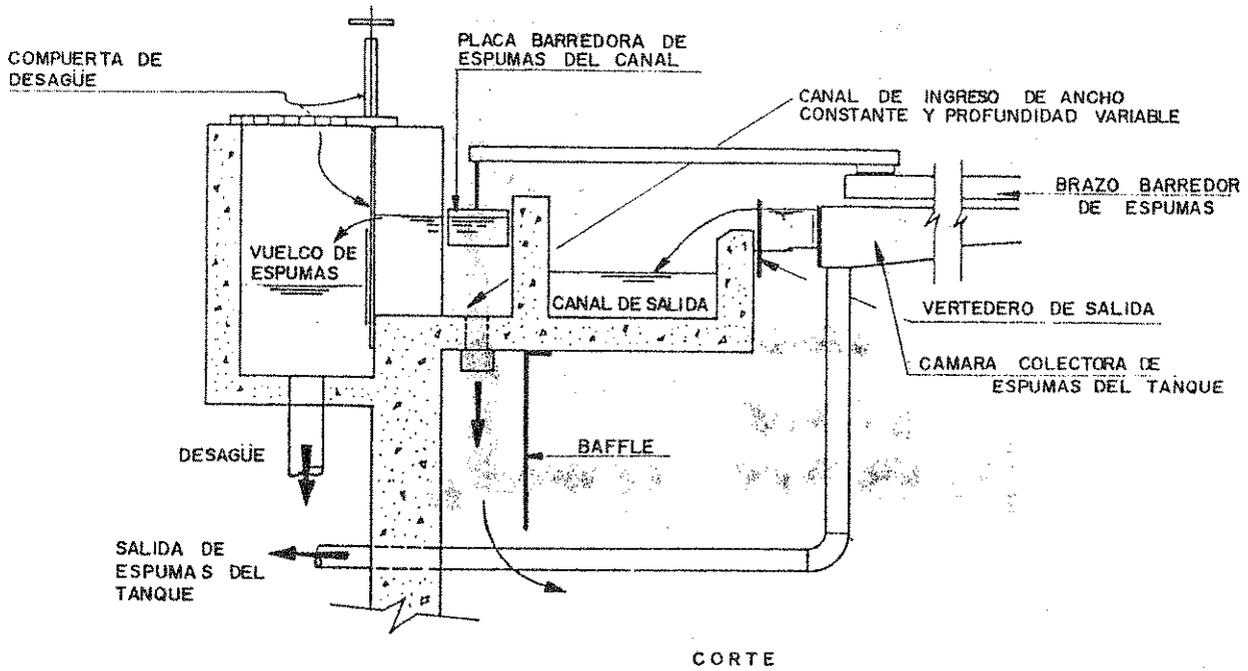
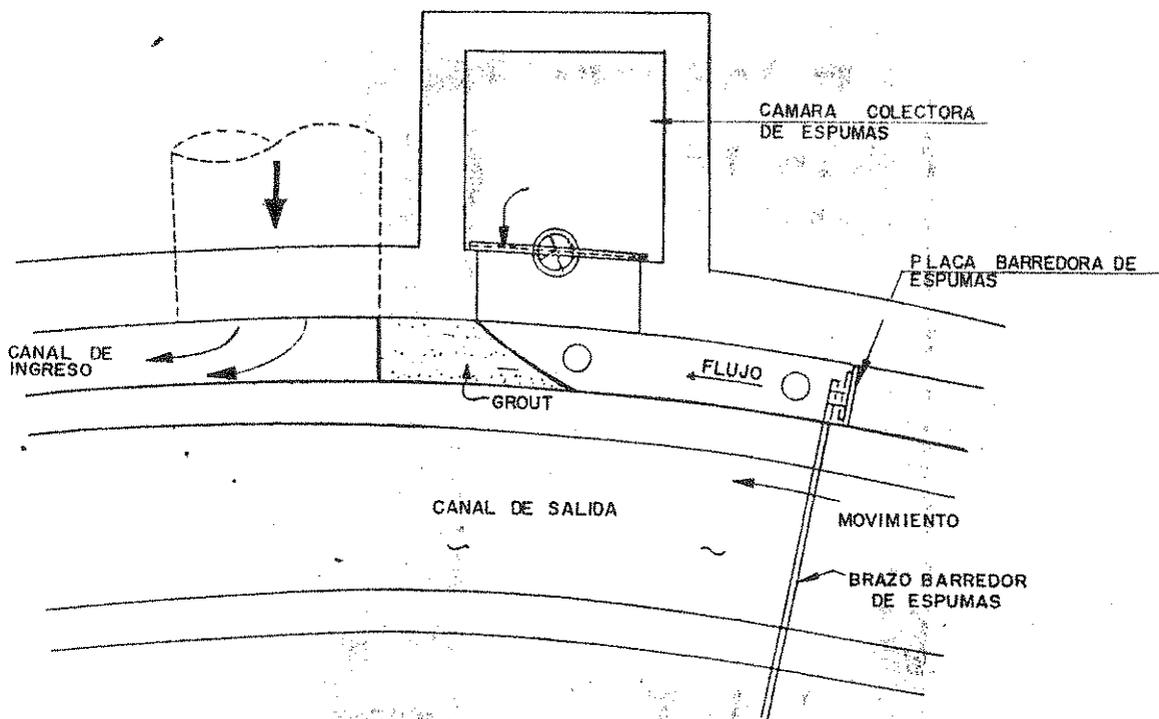


Figura 11.4.31

En general, existe coincidencia sobre las bondades de los canales periféricos de ingreso y egreso.

Fundamentalmente, logran una óptima ubicación del vertedero de salida, fuera de la zona conflictiva de la contracorriente superficial de densidad y prácticamente al final del recorrido del flujo. Además, ubicando a ambos canales en la periferia, no existen obstáculos para la instalación de un barredor de espumas en el tanque.

En la figura 11.4.32 se observan diversas formas constructivas para canales periféricos. En todos los casos, la pantalla antiespuma tiene la misión de interceptar las espumas flotantes, haciendo pasar el flujo por debajo de su borde inferior. En este ejemplo, debajo de los orificios se han ubicado pequeñas planchuelas, destinadas a crear una pérdida de carga que puede ajustarse modificando su separación respecto del fondo del canal, para ajustar así la distribución uniforme del flujo de entrada por toda la periferia del tanque. Esta solución se utiliza para evitar canales de sección transversal variable (ancho o profundidad decrecientes en el sentido del flujo).

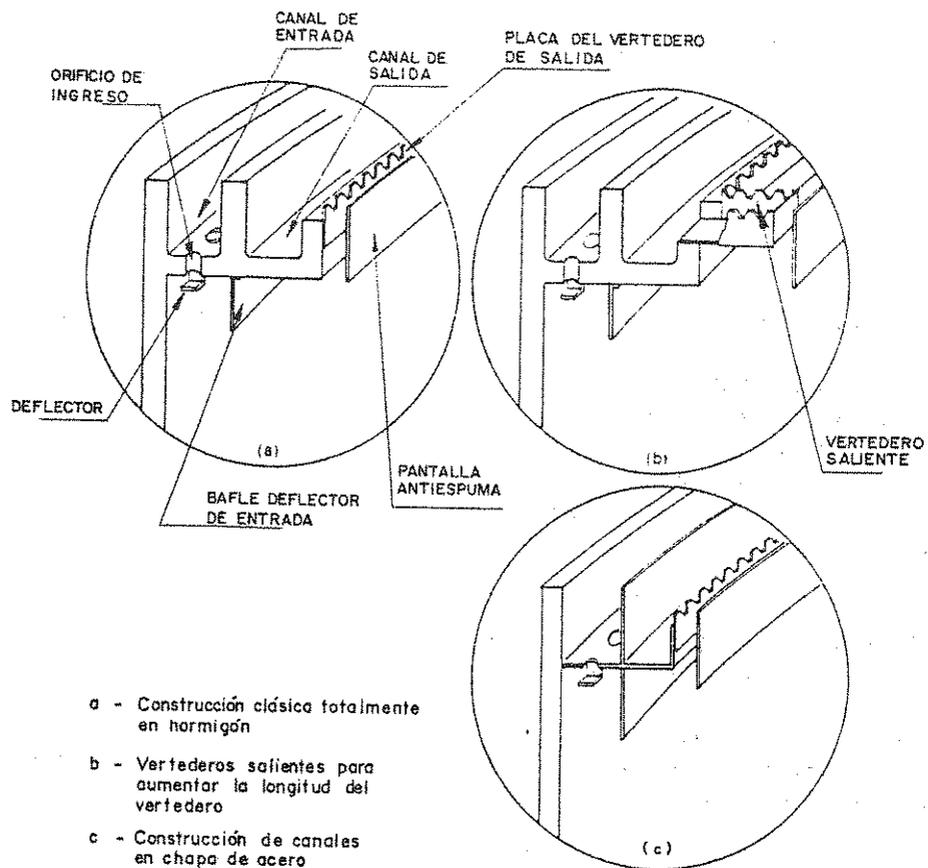


Figura 11.4.32

Respecto de los sistemas barredores de fondo, además de los ilustrados en la figuras 11.4.25 a 11.4.30, merece destacarse el de paletas rascadoras en espiral, diseñadas para transportar los sólidos desde el borde exterior del fondo hasta el centro, en solo una vuelta. La espiral se genera como la curva cuyas tangentes forman un ángulo constante con el radio correspondiente al punto de tangencia (figura 11.4.33). Muchas veces cuentan con un rascador auxiliar más corto, ubicado sobre el extremo opuesto del aro central de montaje.

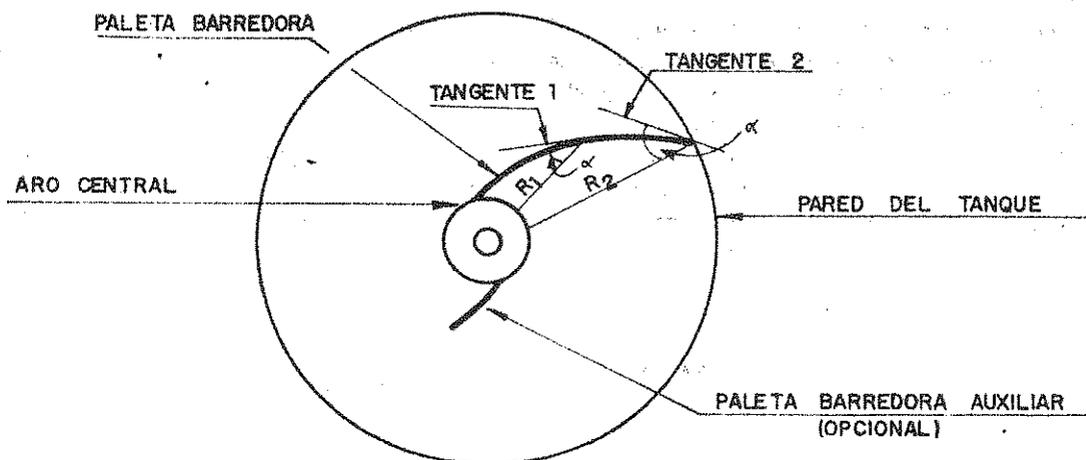


Figura 11.4.33

Barredor de fondo con paletas roscadoras en espiral

Habitualmente estos mecanismos con paleta en espiral son impulsados por un puente barredor con motorreductor y rueda tractora sobre la periferia del tanque, actuando la columna central de hormigón como apoyo de esa estructura giratoria. Esta configuración y el escaso peso del mecanismo facilitan el mantenimiento.

11.4.3.3.c - Sedimentadores secundarios de planta circular y flujo vertical

Este tipo de sedimentador responde básicamente al modelo desarrollado por Mueller y Nohnsen, en 1980, en la ciudad de Dortmund, Alemania, para tratamiento de agua.

Se trata de una unidad troncocónica, con paredes por lo menos a 60° para asegurar el escurrimiento de los lodos hacia el fondo sin necesidad de equipos mecánicos. En la figura 11.4.34 se aprecia un corte de este sedimentador. La alimentación es siempre central y en forma tal de obligar

al flujo a ascender desde el último tercio de la tolva troncocónica hasta el vertedero perimetral de salida. Durante el ascenso, la forma cónica determina un incremento del área de pasaje del flujo a medida que éste asciende, es decir, la velocidad del líquido va disminuyendo desde el fondo hacia la zona cilíndrica superior.

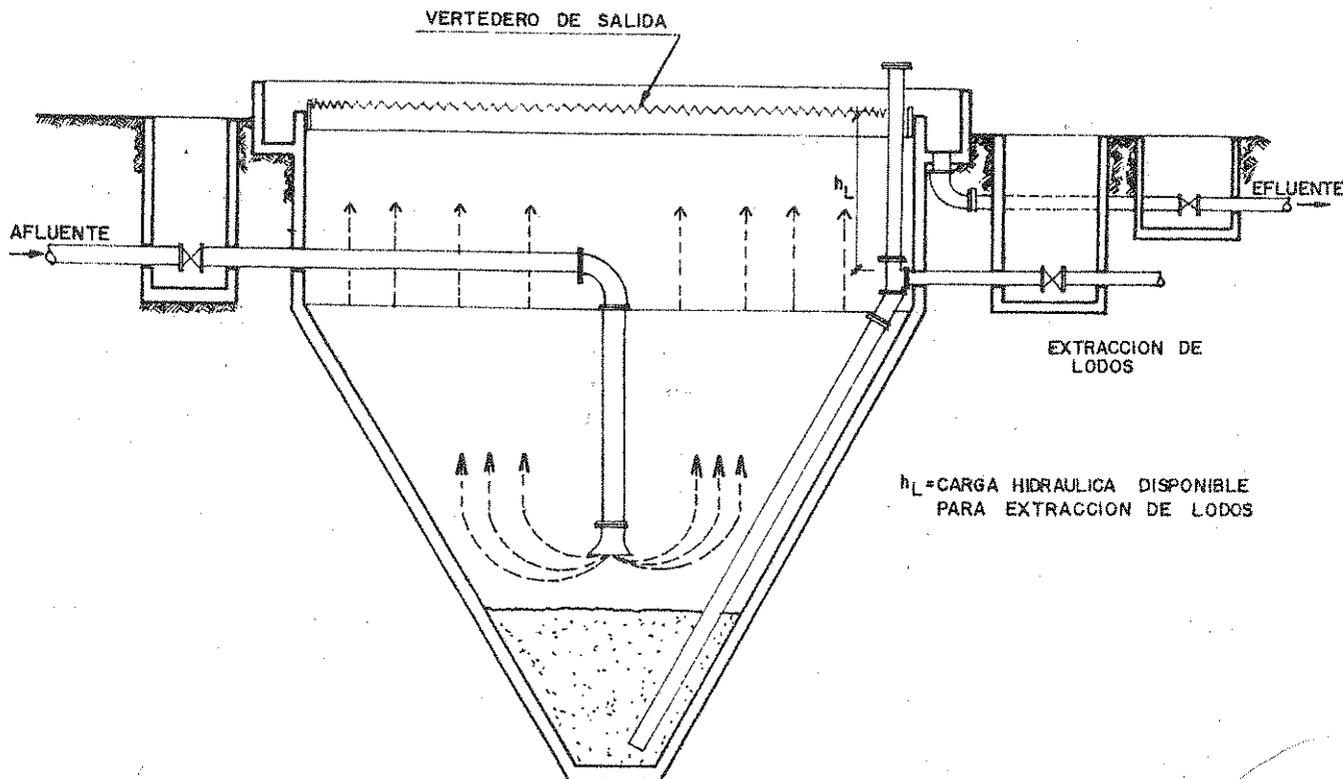


Figura 11.4.34

Esta variación de la velocidad con la profundidad, hace que se establezca una condición de equilibrio dinámico entre la velocidad ascensional del flujo y la fuerza descendente debida al peso de las partículas, dando lugar a una zona del tanque en la cual éstas se concentran, formando un vertedero "manto" o "colchón" de lodos, integrado por partículas cuyo peso es suficiente para equilibrar la fuerza ascensional de arrastre debida a la velocidad del flujo en esa sección pero que resulta insuficiente para vencer a esa misma fuerza ascendente y hacerlas sedimentar. Las partículas más pesadas ocuparán la zona inferior del "colchón" dado que allí la velocidad ascensional será mayor (por la menor sección transversal de la tolva troncocónica) y lo contrario ocurrirá con las más livianas.

Dentro de ese manto o colchón las partículas chocan unas con otras y se aglomeran, aumentando su peso y descendiendo hacia la parte inferior del manto. Cuando el crecimiento determina un peso capaz de vencer la fuerza ascensional del flujo, entonces la partícula sedimenta hasta el fondo de la tolva.

A su vez, el manto de lodos actúa como un vertedero filtro de flujo ascendente, capturando en su interior a las nuevas partículas floculantes que ingresan con el flujo afluyente. Estas partículas floculan dentro del manto y quedan retenidas en él.

Este mecanismo de floculación por contacto en un manto fluidizado, brinda una excelente clarificación del efluente, a la vez que la tolva inferior actúa como espesador de lodos.

La acción hidrodinámica del flujo afluyente se utiliza a veces para aumentar la compactación del lodo sedimentado, ya que este flujo actúa comprimiendo hacia abajo el volumen ubicado en la tolva cuando la salida del caño de ingreso se ubica inmediatamente por arriba de la superficie de los lodos. Esta solución es adecuada solo para lodos de fácil sedimentación. Con lodos muy livianos se corre el riesgo de resuspensión y en ese caso debe dejarse una distancia no inferior a 1,00 m entre la terminación del caño y el nivel máximo de lodos acumulados, usando un ensanchamiento tipo trompeta en ese caño, para reducir la velocidad.

Dado que en estos sedimentadores existe una intensa acción de floculación por contacto, no suelen incorporarse campanas cónicas (invertidos respecto de la tolva) para que actúen como cámaras de floculación de flujo helicoidal.

El criterio general de diseño de estas unidades es similar a la de los sedimentadores de flujo horizontal. Las cargas superficiales hidráulica y másica se consideran aplicadas sobre el área correspondiente a la parte cilíndrica, criterio que si bien no es totalmente exacto, dado que la zona de sedimentación se extiende hasta el primer tercio de la tolva troncocónica, resulta compensado por la mayor eficiencia como floculador - sedimentador de este tipo de tanque.

La eficiencia de este sedimentador como clarificador del efluente y espesador de los lodos retenidos y la ausencia de equipo mecánico para el barrido de fondo, lo hace muy aconsejable para plantas de tratamiento en el medio rural. Por otra parte, la recirculación permanente de lodos extraídos del fondo, que se requiere para un tratamiento de lodos activados, asegura contra la excesiva compactación de éstos y el taponamiento de las cañerías de extracción.

Generalmente se recomiendan estos sedimentadores DORTMUND con diámetros que no superen los 8,00 a 10,00 m ($A = 50$ a $78,5 \text{ m}^2$). Con estas áreas en planta y una carga superficial másica de no más de $120 \text{ KgSS/m}^2 \cdot \text{d}$ (cuadro 11.4.21) para aeración prolongada, estas unidades permitirán tratar hasta $667 \text{ m}^3/\text{d}$ ($\sim 2800 \text{ hab}$) o $1047 \text{ m}^3/\text{d}$ ($\sim 4300 \text{ hab}$) según sea el diámetro máximo que se adopte.

Utilizando dos unidades por planta de tratamiento, se observa que son aplicables hasta un rango máximo de 5600 a 8600 habitantes futuros.

11.4.3.3.d - Sedimentadores secundarios de planta rectangular

Este tipo de sedimentador secundario no se utiliza frecuentemente en nuestro país. Las unidades que requieren barrido de fondo necesitan equipos caros y de mantenimiento complicado, con cadenas de arrastre de las paletas rascadoras, similar al que se observa en la figura 11.4.35.

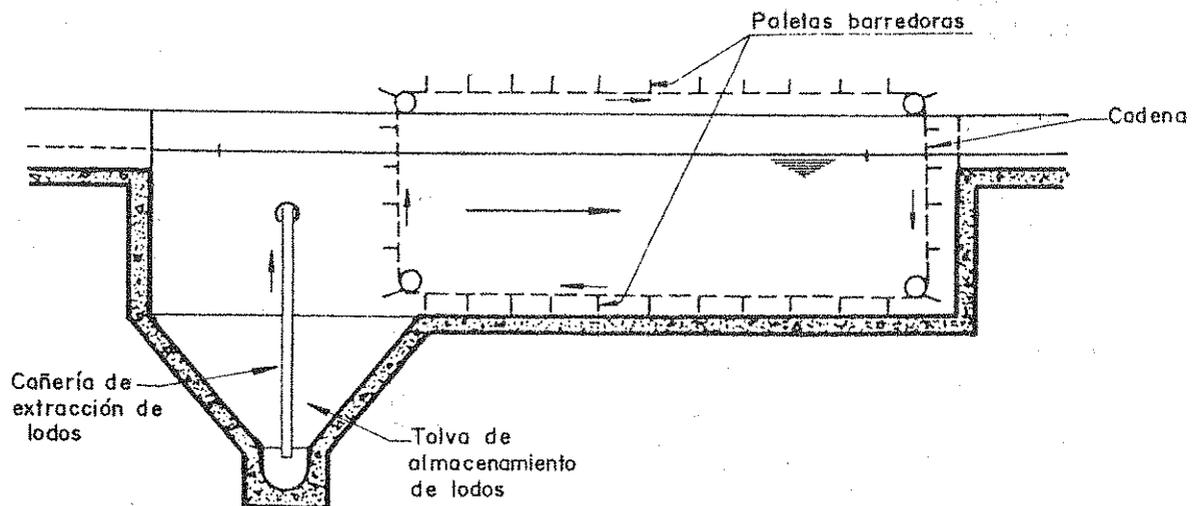


Figura 11.4.35

Sedimentador de planta rectangular y flujo horizontal

En general, a nivel internacional, los tanques rectangulares para sedimentación secundaria se utilizan en plantas de tratamiento de gran volumen, donde el ahorro de costo debido a la posibilidad de compartir paredes planas entre varias unidades, tenga una influencia decisiva.

En principio, no se consideran una alternativa adecuada para plantas de tratamiento destinadas al medio rural.

11.4.3.3.e - Placas y tubos en sedimentadores secundarios

A fines de la década del 60, como consecuencia del desarrollo comercial de tecnologías de sedimentación en profundidades reducidas y el patentamiento de diversos modelos de paquetes de tubos y placas, se inició una tendencia generalizada hacia la utilización de estos módulos en sedimentadores secundarios existentes, con el objeto de aumentar su eficiencia de sedimentación, permitiendo trabajar con cargas superficiales hidráulicas más altas con el mismo tanque, incrementando, por lo tanto, el caudal de operación.

Sin embargo, esta tecnología no se incluyó masivamente en los nuevos proyectos de tratamiento cloacal, como ocurrió con su similar para agua potable y aún en estos momentos, luego de más de 20 años, la tecnología de tubos y placas se utiliza en muy pocos proyectos de plantas de tratamiento nuevas, reduciéndose su uso a aquéllos diseños en los que la limitación de espacio disponible o el alto costo de los terrenos, impone las condiciones del proyecto.

En cambio, ha sido más empleada en la reconversión de plantas existentes, donde en muchos casos, el agregado de tubos o placas en tanques sedimentadores secundarios en operación, ha permitido duplicar su capacidad de clarificación y asegurar un efluente con baja concentración de sólidos aún frente a picos importantes de caudal.

Sin embargo, J.N.MENDIS y A.BENEDEK (Tube Settlers in Secondary Clarification of Wastewaters, JWPCF, 52, pág 1893, año 1980) informan que el agregado de tubos si bien mejora el comportamiento como clarificador, no mejora, en cambio, la capacidad del sedimentador secundario para el espesamiento de lodos, la que sigue dependiendo del área de la zona de almacenamiento.

De acuerdo con el análisis efectuado en páginas anteriores, las dimensiones del sedimentador secundario para lodos activados estarán definidas fundamentalmente por el flujo de sólidos que deberá manejar (carga superficial másica), dimensiones que en general dan lugar a cargas superficiales hidráulicas que entran dentro del rango admisible por las normas.

Si se incorporan tubos para trabajar con una carga superficial hidráulica mayor, lo que hará trabajar a la unidad con mayor caudal Q , se corre el riesgo de incrementar excesivamente la carga superficial másica aplicada respecto de la admisible por el sedimentador secundario, debiendo incrementarse el caudal de recirculación y si esto no

alcanza, el de extracción de lodos en exceso, para evitar la excesiva acumulación de éstos en el sedimentador, con el consiguiente peligro, en este último caso, de bajar excesivamente la edad de los lodos en el proceso.

Finalmente, desde el punto de vista operativo, la presencia de lodos con cierto grado de adherencia y la ausencia de mecanismos de retrolavado, complica la operación al producirse depósitos de lodos dentro de los tubos o en el espacio entre placas, que reducen la sección neta de pasaje, aumentando la velocidad y por lo tanto el riesgo de arrastre de sólidos. Esto obliga a sacar de servicio la unidad para limpiar con manguera el sistema de tubos o placas.

Debido a esta complicación operativa que puede llegar a deteriorar notablemente la calidad del efluente y tomando en cuenta la tendencia internacional en el diseño de plantas nuevas (que no incorpora esta tecnología, destinándola fundamentalmente a la reconversión de plantas existentes, en las que se desea aprovechar la obra civil ya construída) se considera conveniente orientar la norma de diseño en forma tal que solo se admita este tipo de solución tecnológica previa justificación del proyectista, a satisfacción del COFAPyS, de las causas que hacen recomendable la misma.

11.5.- TANQUES IMHOFF

11.5.1.- Generalidades

El tanque IMHOFF, es una unidad compuesta por dos cámaras, donde se producen simultáneamente las operaciones unitarias de sedimentación de los sólidos decantables del líquido cloacal y la digestión anaeróbica de los lodos frescos separados en esa operación.

Paralelamente, se proyectan tolvas en el fondo para el almacenamiento de los lodos digeridos y zonas libres superficiales en donde se alojan las espumas ó costras (semillas, aceites, grasas, papeles) que también se transforman anaeróticamente en la parte sumergida. En el sector libre ocupado por las espumas escapan los gases producidos por la digestión anaeróbica de los sólidos biodegradables, como son el metano y el óxido de carbono.

Se puede considerar al tanque IMHOFF como un digestor abierto sin calefacción. Se diferencia de una cámara séptica por tener separados los procesos de sedimentación y digestión, lo que posibilita mayores eficiencias en la calidad del efluente al no ser afectada aquella por los gases de la digestión.

En general, los tanques de grandes instalaciones son de planta rectangular y los de menor capacidad, de planta circular. Para escuelas y viviendas rurales se proyectan generalmente tanques rectangulares.

Entre las ventajas de la aplicación de tanques IMHOFF, se tienen:

- En general, reemplazan a los sedimentadores primarios y especialmente a los digestores anaeróbicos convencionales, cuya dificultosa operación y mantenimiento provoca en muchos casos su deterioro y consecuente interrupción del funcionamiento.
- Pueden constituir el tratamiento primario, complementario de filtros percoladores del tratamiento biológico. Cuando las exigencias del curso receptor lo permitan, pueden ser una única unidad de tratamiento.
- Operación sencilla por carecer en general de elementos electromecánicos

Entre los inconvenientes se mencionan:

- No se pueden aplicar en climas fríos, con temperaturas inferiores a 10°C - 15°C, para las cuales se requiere un tiempo de digestión que no los hacen económica y técnicamente factibles.

- Por su gran altura exigen excavaciones profundas y de gran volúmen. Esa situación puede ser favorable para mantener la temperatura requerida en la digestión; en cambio es desfavorable desde el punto de vista del costo de construcción.
- A veces, no se efectúa la operación mínima que requieren, como es la evacuación de los lodos depositados y de las espumas formadas. Esta situación puede producir malos olores y aspecto desagradable.

11.5.2.- Rangos de su Aplicación

- Para caudales estimados de hasta 50 m³/d se aconseja construir las cámaras septicas y tanques Imhoff de planta rectangular. En la figura 11.5.1, se presenta un ejemplo de este tipo de tanque con sus respectivas dimensiones segun el cuadro 11.5.1.

Cuadro 11.5.1

Nro. de usuarios	A	B	C	D	E	L
Hasta 50	0,90	0,70	2,10	0,75	0,25	1,50
75	1,20	0,80	2,10	0,85	0,25	1,60
100	1,20	0,90	2,10	0,95	0,25	1,70
150	1,35	1,00	2,40	1,05	0,30	1,80
200	1,50	1,10	2,70	1,15	0,35	1,90
250	1,60	1,20	2,70	1,25	0,35	2,00
300	1,80	1,35	2,70	1,35	0,35	2,10
400	1,90	1,45	3,10	1,45	0,40	2,20
500	2,05	1,55	3,10	1,55	0,40	2,30

- Para caudales comprendidos entre 50 m³/d y 500 m³/d es mas conveniente estructuras de planta circular. (figura 11.5.2)
- Para los de mayor capacidad (caudales de hasta 60.000 m³/d a 80.000 m³/d), se deben proyectar tanques rectangulares (figura 11.5.3). Normalmente, corresponden al tratamiento primario de un tratamiento biológico, especialmente, lechos percoladores, debiéndose efectuar un estudio técnico - económico para su adopción.

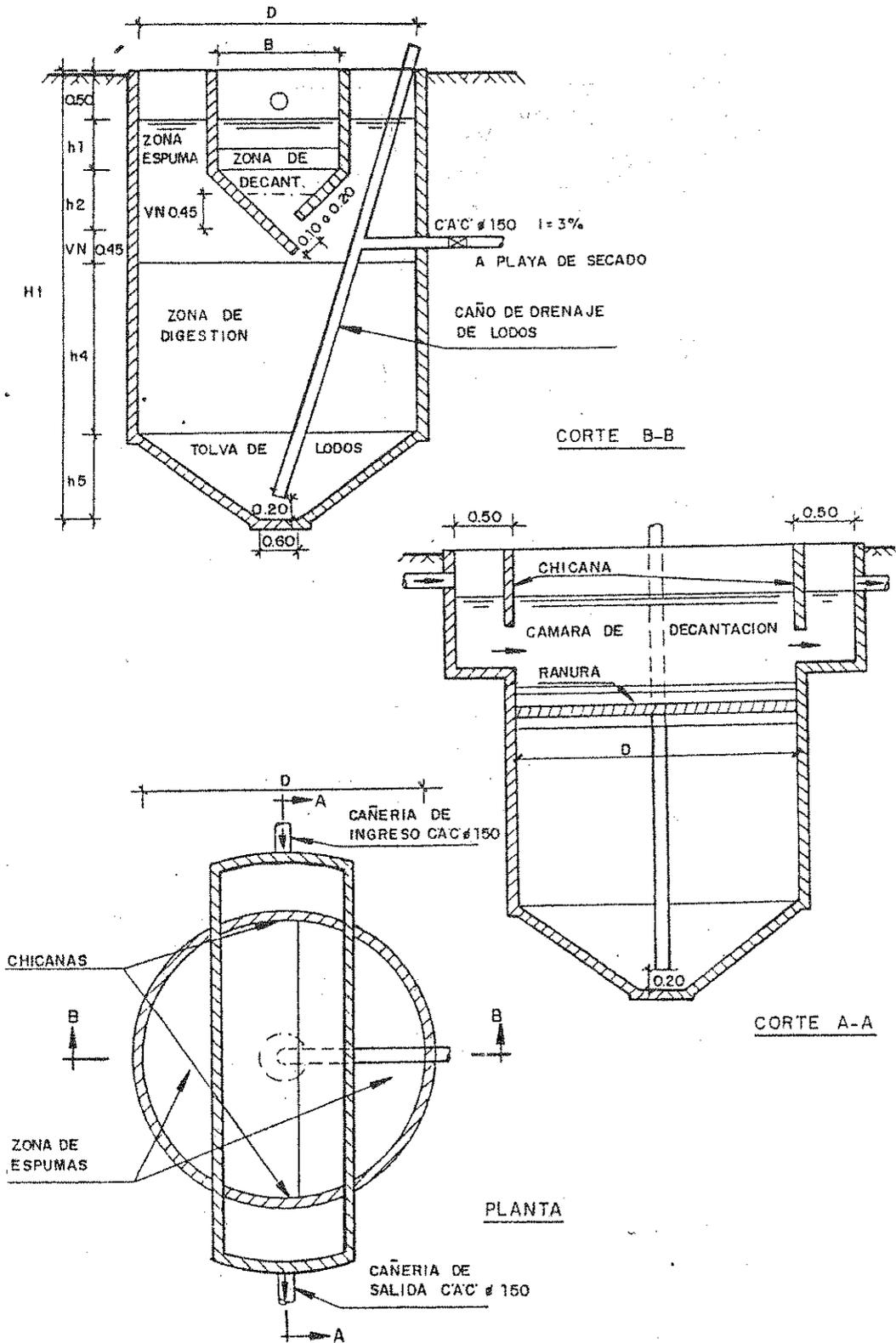


Figura 11.5.2

Pozo Imhoff circular

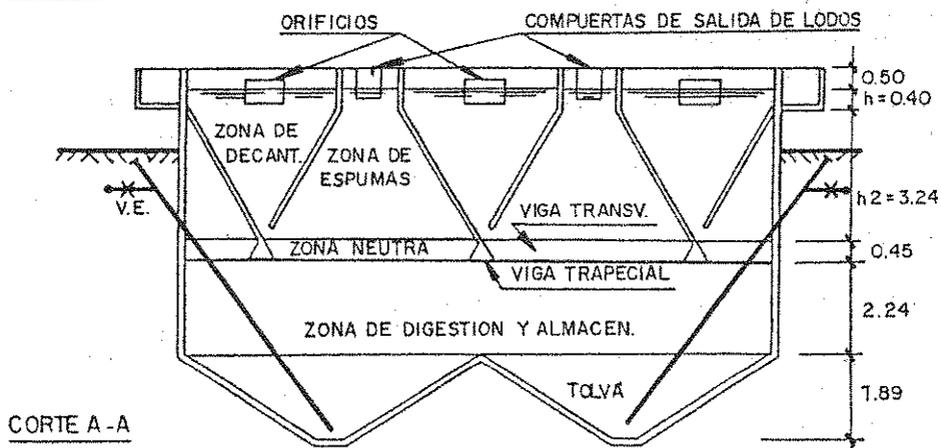
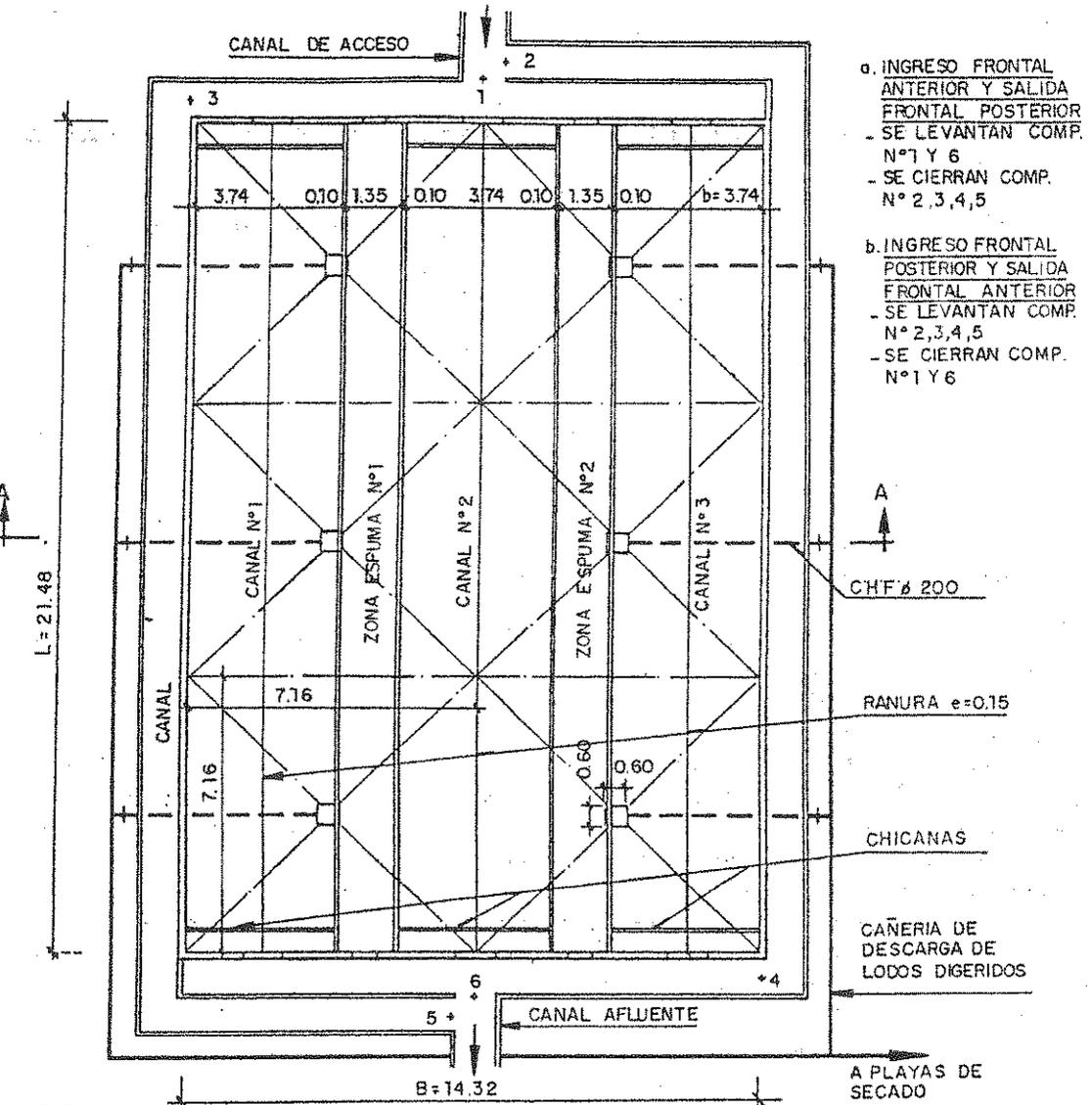


Figura 11.5.3

Pozo Imhoff de base rectangular

11.5.3.- Eficiencias esperadas en reducción de los elementos contaminantes

- Orgánica, en DBO: 30 a 50% (a veces hasta del 70%)
- Sólidos decantables en 2 h: 90% ó más
- Sólidos suspendidos totales: 50 al 70%
- De coliformes fecales: 80% al 90% (valores bajos)
- Humedad de lodo digerido: 90 al 95%

11.5.4.- Zona de sedimentación (o decantación)

Está constituida por un canal, preferentemente rectilíneo, en donde escurre el líquido hasta su salida como líquido sedimentado. Hay tanques circulares en donde el canal es concéntrico a la chimenea central, pero no se aconseja ese diseño. Mientras el líquido cloacal circula a lo largo del sedimentador se va separando la faz sólida, constituida por sólidos decantables tanto biodegradables como inertes, los que sedimentan y pasan al sector de digestión a través de orificios practicados en el fondo del canal. Solapas ó traslapes con ancho suficientes, cubren esos orificios evitando el ingreso de gases en la zona de sedimentación y la resuspensión de los lodos en proceso de sedimentación.

El canal tiene dos sectores; el superior de sección rectangular y el inferior de sección triangular, en cuyo vértice van los referidos orificios.

En los tanques rectangulares de gran capacidad, la entrada y salida del flujo en la zona de sedimentación se proyecta reversible mediante canales exteriores y compuertas. Por ese motivo, en estos casos, se proyectan compuertas vertederos desmontables y chicanas ó pantallas de regulación en ambos extremos.

El vertedero se utiliza únicamente en la salida, mientras que en el ingreso se saca de servicio momentáneamente. Las chicanas sirven para uniformar el flujo y para retener sólidos leves como son las grasas y aceites.

Parámetros y especificaciones de diseño:

- Tiempo de detención hidráulica: mínimo $t_s = 3$ h para el caudal medio de pasaje y $t_s = 2$ h, para el caudal de pico estimado.
- Carga hidráulica superficial: $C_h = q' = 24$ m³/m².d para el caudal de pico y $C_h = q = 15$ m³/m².d para el caudal medio
- Ancho del canal de sedimentación b en relación al diámetro D de un tanque circular $b = 0,6 * D$ (según Azevedo Netto).

- Volúmen útil de sedimentación $V_s = 0,02 * P$ (según Azevedo Netto), siendo P = población de diseño.
- Zona neutra de sedimentación ubicada en el fondo del canal $h_n = 0,45$ m.
- Inclinación de los muros del sector triangular:

$\beta = 45$ a 60° respecto a la horizontal para los tanques de gran capacidad. En los de menor tamaño, la inclinación puede oscilar entre $1,25 : 1$ y $1,40 : 1$ (vertical-horizontal). Hay que considerar en el diseño, la variación de la altura de los canales en función de esa inclinación, pero tratando de evitar depósitos indeseables en el canal.
- Ranuras u orificios longitudinales de pasaje del lodo depositado: altura $h = 0,15$ a $0,20$ m, debiendo estar protegidos por solapas (prolongación de uno de los muros inclinados en los de menor tamaño) ó vigas triangulares (en los de mayor capacidad) de $0,20$ a $0,30$ m de ancho que cubran en toda su longitud la proyección horizontal de la ranura. En aquellos casos en que uno de los muros del canal coincide con el muro vertical del tanque, la ranura se cubre con sobresalientes de ese muro común.
- Los muros interiores que conforman el canal deben ser revestidos con mortero de cemento alisado, para evitar asperezas.
- Para pequeñas instalaciones el caudal de diseño debe ser el instantáneo ó sea el máximo horario. Para los de mayor capacidad el caudal puede ser el máximo diario.
- Periódicamente, debe preverse la extracción de grasas y aceites que quedan retenidos entre las chicanas del canal.
- Hay que proyectar una revancha del coronamiento de los muros, respecto al nivel líquido, de altura mayor a $0,45$ m. Durante la operación del tanque el lodo depositado en la cámara de digestión no debe acercarse a menos de $0,45$ m de los orificios del canal.

11.5.5.- Zona de digestión anaeróbica y almacenamiento de lodos digeridos

Está constituida por el sector del tanque ubicado debajo del plano horizontal de las ranuras, a una altura $h_n = 0,45$ m del mismo y que corresponde a una zona neutra.

El volúmen de digestión y almacenamiento está compuesto por un volúmen inferior formado por una ó más tolvas de lodos digeridos y por un volúmen cilíndrico ó

prismático, según sean los tanques respectivamente circulares ó rectangulares.

El cálculo de su volúmen, se puede realizar en base al método racional de las cámaras sépticas ó de acuerdo a valores empíricos de experiencias foráneas.

Parámetros y especificaciones de diseño:

$v = 80$ a 100 l/persona = volúmen unitario de digestión cuando no reciben el aporte de lodos recirculados de procesos biológicos.

$v = 110$ a 170 l/persona : idem cuando reciben ese aporte.

HESPANHOL recomienda $v = 50$ l/persona y 70 l/persona, respectivamente para cada una de las situaciones mencionadas

$v_d = K_d * L_f * P * t_d$ = volúmen de la zona de digestión

$V_a = K_a * L_f * P * t_a$ = volúmen de lodo digerido

Donde:

P = Población de diseño por tanque

L_f = contribución diaria de lodo fresco per cápita. Se estima $L_f = 0,001$ m³/d.hab

t_d = tiempo requerido en la digestión anaeróbica y que depende de la temperatura T°C del líquido. De acuerdo a la curva "Tiempos de digestión" se tiene:

T (°C)	5	10	15	20	25
t_d (días)	110	80	55	45	34

t_a = lapso de permanencia de los lodos digeridos depositados en las tolvas = tiempo entre dos extracciones consecutivas. Varía entre 4 meses para los de gran capacidad y hasta 12 meses para los de menor volúmen. En general, se adopta $t = 4$ meses para diseño de las unidades más grandes

K_d = coeficiente de reducción del volúmen de lodos frescos en la digestión anaeróbica. Se adopta para diseño $K_d = 0,50$

K_a = idem de lodos frescos en lodos digeridos

Las tolvas de lodo, tronco-cónicas si es de una unidad circular o tronco-piramidales si la unidad es

rectangular, tienen una pendiente de sus paredes lo mayor posible teniendo en cuenta la variación de sus alturas. Por ello pueden oscilar entre 60° y 30° respecto a la horizontal.

Para unidades de gran capacidad, la altura de las tolvas y sus dimensiones determinan el número de tolvas en ambos sentidos, longitudinal y transversal.

Se aconseja $d = L = 0,50$ m a $0,75$ m = valores para el diámetro d ó lado mayor L de las soleras de las tolvas.

11.5.6.- Zona de espuma y escape de gases

Corresponde a los espacios libres ó restantes de cada tanque, o sea la ubicada en el sector superior entre los canales de sedimentación.

En la misma se forman las espumas ó costra superficial, por cuyos resquicios ó grietas escapan los gases del proceso de digestión. Por este motivo, se la denomina también chimenea.

Excepcionalmente, se puede recolectar dicho gas, cubriendo la superficie ocupada por la zona de espuma.

El área de los espacios libres ocupados por las espumas debe variar entre el 15 y el 25% de la superficie correspondiente a la zona de digestión.

En unidades rectangulares grandes, se tienen los espacios libres entre los canales de sedimentación paralelos. En tanques circulares, las chimeneas están en ambos costados del canal recto ó en el centro de la unidad.

El ancho de cada chimenea debe ser como mínimo de $0,40$ m y de $0,60$ m, si no se proyectan entradas de hombre para una eventual limpieza de la zona de digestión. Esta limpieza puede hacerse necesaria especialmente por la acumulación de material inerte como es la arena depositada.

Como valor práctico y orientativo se estima un volúmen unitario, de $0,040$ m³/hab para la zona de espumas.

11.5.7.- Altura total del tanque

Es el aspecto constructivo más importante a considerar en el diseño de los tanques IMHOFF.

$$H = h_0 + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 = \text{altura total del tanque}$$

Donde:

h_0 = revancha del coronamiento respecto a la superficie líquida (normalmente entre 0,40 y 0,70 m)

h_1 = altura de la sección rectangular del canal de sedimentación

h_2 = idem de la sección triangular que incluye una altura de 0,45 m de la zona neutra de sedimentación

$h_3 = h_N$ = altura de la zona neutra del sector de digestión

h_4 = altura del volumen cilíndrico ó prismático del sector de digestión

h_5 = altura de las tolvas

11.5.8.- Dimensiones usuales de cada tanque

11.5.8.1.- Tanque rectangular

Ancho B = 3 a 15 m

Longitud L = 6 a 30 m

Profundidad ó altura total: 5 a 10 m

Relación largo-ancho: 2:1 a 6:1

11.5.8.2.- Tanque circular

Para $Q = 50 \text{ m}^3/\text{d}$, $D = 2,50$ a $3,50$ m

$Q = 100 \text{ m}^3/\text{d}$, $D = 3,00$ a $4,00$ m

$Q = 150 \text{ m}^3/\text{d}$, $D = 3,50$ a $4,50$ m

$Q = 200 \text{ m}^3/\text{d}$, $D = 4,00$ a $5,00$ m

$Q = 300 \text{ m}^3/\text{d}$, $D = 5,00$ a $6,00$ m

$Q = 400 \text{ m}^3/\text{d}$, $D = 6,00$ a $7,00$ m

$Q = 500 \text{ m}^3/\text{d}$, $D = 7,00$ a $8,00$ m

Altura total: 5 a 9 m

Relación altura total-diámetro: 1,25 :1 a 1,75:1

En las escuelas ó viviendas con dotación mínima de agua potable, se proyectan tanques de base rectangular cuyas dimensiones se indican en figura aparte.

11.5.9.- Extracción de productos del proceso

- Lodos digeridos

Su extracción puede hacerse por bombeo ó gravedad. En esta última modalidad se requiere una carga hidráulica sobre la cañería de descarga en su salida, no menor a 1,80m.

La cañería de extracción de cada tolva debe tener un diámetro mínimo $D = 150$ mm, con posibilidad de poderlas limpiar desde el exterior y también de verificar la calidad del lodo a retirar.

El lodo digerido es retirado generalmente mediante camiones atmosféricos para los tanques de menor capacidad ó dispuesto en playas de secado en los más grandes.

La humedad del lodo digerido varia entre el 90 y 95%.

- Espumas, aceites y grasas

En los de gran capacidad se diseña una cañería de recolección superficial de la espuma flotante.

El extremo del tramo vertical debe estar debajo del nivel líquido y en uno de los extremos de cada una de las chimeneas proyectadas. El material extraído es enviado a las playas de secado mediante la maniobra de una válvula de bloqueo.

En las unidades menores, la extracción de la espuma se efectúa manualmnte mediante un dispositivo especial "espumadera". El material retirado puede ser enterrado, dispuesto en playas de secados ó ser retirado del predio de la Planta.

Respecto a las grasas y aceites retenidos en los canales de sedimentación pueden ser retirados manualmente ó mecánicamente, si son arrastrados hacia una cañería semejante a la de extracción de espumas.

11.6.- TRATAMIENTOS ANAEROBICOS

11.6.1.- Introducción

Si bien muchos de los sistemas de tratamiento de aguas residuales más antiguos incluyen procesos anaeróbicos, durante las décadas de los años 50 y 60, la aplicación de procesos biológicos a la depuración de aguas residuales se redujo a la utilización casi exclusiva de alternativas aeróbicas. Esta situación se dio al extremo de reemplazar, en algunos casos, la digestión anaeróbica de barros de origen cloacal por otras opciones. Sin embargo, a partir de la década del 70, este panorama comenzó a modificarse sensiblemente. Esto se debió a un cambio en la filosofía del tratamiento de residuos, la cual puso especial énfasis en la búsqueda de tecnologías de bajo consumo de energía y con la posibilidad de un cierto grado de reuso de los subproductos generados.

En aquel momento, debido a la amplia experiencia anterior en la aplicación de procesos anaeróbicos a sistemas convencionales tales como fosas sépticas, tanques Imhoff y digestión de barros, existía ya una gran cantidad de información sobre el enfoque tradicional de la digestión anaeróbica. Sin embargo, el nuevo enfoque, más conservacionista en el uso de la energía, exigía sistemas de tratamiento más compactos y económicos, capaces de operar con tiempos de permanencia hidráulica menores. Los notables avances científicos que produjeron los estudios básicos en microbiología y bioquímica a partir de la década del 50 y los de ingeniería de procesos a partir de los años 60 ofrecieron las bases para el desarrollo de una nueva generación de procesos anaeróbicos.

Tal vez la diferencia esencial entre ambos enfoques esté dada por el hecho de que mientras la digestión anaeróbica convencional se orienta hacia la digestión de barros, fundamentalmente materia orgánica insoluble, el tratamiento anaeróbico de aguas residuales se centra en la remoción de materia orgánica disuelta.

Durante la digestión anaeróbica de barros, el tiempo de retención celular (θ_c), y el tiempo de retención hidráulico (θ_h), son prácticamente idénticos. La relación θ_c/θ_h puede llegar a incrementarse a valores entre 1,5 y 2 mediante sedimentación y la extracción de sobrenadante del digestor. Sin embargo, en el tratamiento anaeróbico de aguas residuales, la misma relación θ_c/θ_h puede aumentarse a niveles muy superiores, entre 10 y 100. Esto se debe a la utilización de reactores con elevada concentración celular, lo cual permite reducir considerablemente el volumen de los reactores involucrados en el proceso. Esta nueva situación hace económicamente interesante la consideración del tratamiento anaeróbico frente a los procesos convencionales aeróbicos.

11.6.2.- Principales Configuraciones

Es importante distinguir entre los conceptos tipo de reactor y proceso de tratamiento (lay-out). En un determinado proceso o esquema de tratamiento pueden ubicarse reactores de diferente tipo, instalados en serie o en paralelo según convenga. Estos arreglos pueden incluir también unidades de tratamiento aeróbicas. En cambio, el tipo de reactor se refiere a la configuración específica de la unidad. En este punto nos detendremos en los tipos básicos de reactores anaeróbicos actualmente en desarrollo y aplicación.

En los últimos años han surgido varios tipos de reactores anaeróbicos con nombres diversos, algunos de ellos comerciales. Esto da la impresión de un gran número de configuraciones. Sin embargo, cuando se analiza con detenimiento las características de las unidades, el número de tipos de reactor se reduce a unos pocos. Las principales configuraciones de reactores anaeróbicos se pueden clasificar en: lecho fijo, lecho móvil, lecho expandido, lecho fluidizado, lecho reciclado, biomasa reciclada (reactor de contacto), reactor de manto de barro (up-flow anaerobic sludge blanket -UASB-), reactor de mezcla completa sin recirculación (digestor convencional). Las figuras 11.6.1.a y b muestran un esquema de cada tipo de reactor.

Lecho fijo: Esta configuración se conoce también como filtro anaeróbico. Los microorganismos se adhieren a un material de relleno que actúa como soporte y puede estar constituido por cualquiera de los rellenos utilizados para lechos percoladores aeróbicos. El líquido atravieza el lecho en forma vertical ya sea con flujo ascendente o descendente. En esta configuración, cualquiera sea el sentido del líquido, existe una parte significativa de biomasa presente en la forma de flocs suspendidos, débilmente ligados al relleno. Evidentemente, el punto clave del filtro anaeróbico es el material de relleno, cuyos requisitos ideales son:

- Ser estructuralmente fuerte como para soportar el propio peso más el del barro biológico adherido a su superficie.
- Ser biológica y químicamente inerte.
- Ser suficientemente liviano, a fin de evitar estructuras pesadas y caras, y permitir además la construcción de filtros más altos. Esto implica una reducción en la superficie requerida por el sistema de tratamiento.
- Poseer gran superficie específica para permitir una mayor adherencia al barro biológico.
- Poseer gran volumen de huecos, de modo de permitir una mayor superficie disponible para la acumulación de

microorganismos disminuyendo así la posibilidad de colmatación.

- Tener precio reducido para viabilizar económicamente el proceso.

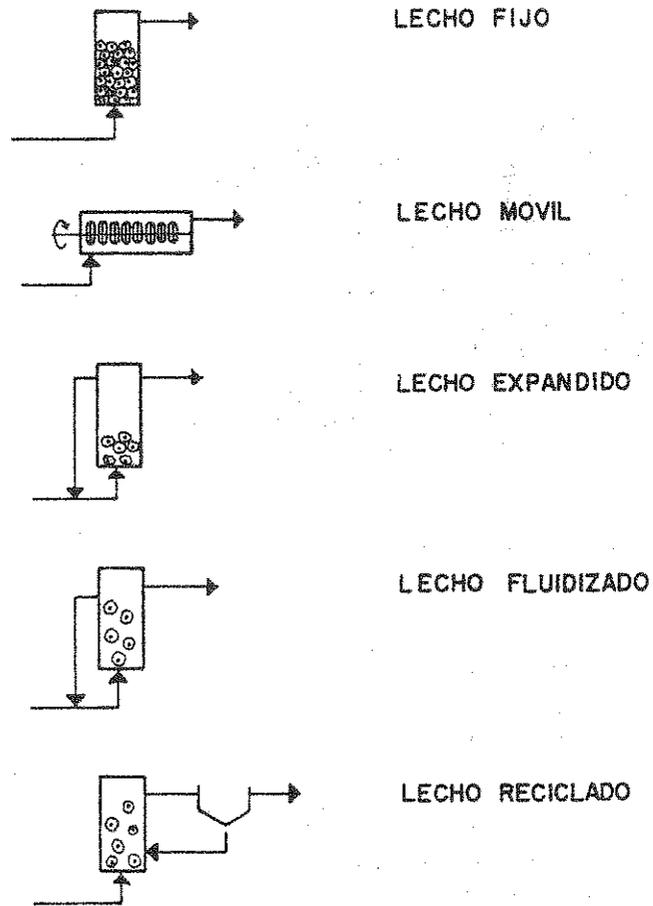


Figura 11.6.1.a

Esquema básico de las principales configuraciones de reactores anaeróbicos.

Los materiales empleados van desde la piedra hasta rellenos plásticos de alta superficie específica como por ejemplos los anillos Pall o Rasching.

En general esta configuración se opera sin recirculación lo cual produce un régimen de flujo pistón (FP). Sin embargo, la producción de gas agita el contenido del reactor tendiendo a apartarlo de este régimen de flujo (FP) a medida que el burbujeo crece en intensidad. El reciclo puede emplearse para atenuar problemas de toxicidad o de control de pH. En la etapa de diseño debe preverse la posibilidad de retirar el barro en exceso el cual puede removerse por contralavado o por drenaje parcial de la unidad. Existen aplicaciones de este tipo de reactor a escala industrial para aguas residuales industriales y domésticas.

Lecho móvil: En este tipo de reactor los microorganismos se adhieren a un lecho de material plástico el cual gira sumergido total o parcialmente en el líquido tratado. Un ejemplo de esta configuración sería la versión anaeróbica de los discos biológicos rotativos empleados en procesos aeróbicos. El efecto de corte producido entre el líquido y el lecho al girar permite mantener un cierto control sobre el espesor de la película biológica adherida. El barro en exceso sale del reactor junto con el efluente tratado. Por lo tanto, es necesario colocar un sedimentador secundario a la salida de la unidad. Los parámetros constructivos y operativos básicos se indican en el cuadro 11.6.1. Existen ejemplos de aplicación de este tipo de reactor a escala piloto para líquido cloacal doméstico.

Lecho expandido: Los microorganismos se adhieren a un lecho granular que puede estar constituido por arena, grava, antracita o plástico. El diámetro de las partículas utilizadas está en el rango de 0,3 - 3 mm. La alimentación del reactor ingresa por el fondo y sale por la parte superior. El lecho se expande debido a la elevada velocidad ascensional obtenida gracias a la recirculación de una parte del efluente. La expansión del lecho se limita a aumentar el volumen ocupado, manteniendo las partículas su ubicación relativa. El lecho expandido ocupa un volumen entre 20 y 30% mayor que en reposo. El burbujeo de gas puede provocar problemas de espumas en la parte superior del reactor. Debe preverse algún sistema hidráulico o mecánico para prevenir el escape de partículas del lecho junto con el efluente.

La película biológica desarrollada en este tipo de reactor se encuentra firmemente adherida a los gránulos que constituyen el lecho. El barro en exceso puede extraerse en cualquier punto del reactor. Según JEWELL y colaboradores, la actividad de protozoarios puede jugar un papel importante en la reducción de la concentración de sólidos suspendidos en el efluente. Cuando crece la escala, debe prestarse especial atención al sistema de distribución de la alimentación en este tipo de reactor pues pueden producirse problemas de canalización en el lecho. En el cuadro 11.6.1 se presentan algunos parámetros constructivos y operativos básicos. Existen ejemplos de aplicación de esta configuración a escala laboratorio para el tratamiento de líquido cloacal doméstico.

Cuadro 11.6.1

Datos técnicos sobre las principales configuraciones de tratamiento anaeróbico.
(Henze y Harremoës, 1982).

Característica		Tipo de Reactor					
Constructiva/Operativa	Unidades	Lecho fijo	Lecho móvil	Lecho expandido	Lecho fluidizado	Lecho reciclado	Manto de barro
REACTOR							
Altura	m	3 - 6	-	2 - 4	4 - 8	5 - 10	2 - 6
Radio	m	5 - 20	1 - 3	2 - 3	2 - 3	5 - 20	5 - 20
Conc. de biomasa	KgSS/m ³	5 - 15	5 - 15	10 - 20	10 - 30	5 - 15	5 - 15
Biomasa adherida	%	20 - 80	50 - 80	90 - 100	95 - 100	0	60 - 80
Biomasa suspendida	%	20 - 80	20 - 50	0 - 10	0 - 5	100	20 - 40
Flujo ascensional de gas	m ³ CNPT/m ² *d	5 - 20	-	5 - 40	5 - 40	-	5 - 20
LECHO							
Material	-	Piedra/ plástico	Plástico	Arena/ plástico	Arena carbón	Arena	-
Diámetro	mm	20 - 50	1000 - 3000	0,3 - 3	0,2 - 1	0,01 - 0,1	-
Espacio entre discos	mm	-	100 - 200	-	-	-	-
Rotación	rpm	-	2 - 5	-	-	-	-
Veloc. periférica de discos	m/s	-	0,3	-	-	-	-
Sumergencia	%	75 - 100	100	100	100	100	-
Porosidad	%	20 - 90	-	-	-	-	-
Expansión	%	-	-	20 - 40	30 - 100	-	-
Superficie especif.	m ² /m ³	60 - 200	100 - 200	1000 - 2500	1000 - 3000	2000 - 5000	-

Lecho fluidizado: Este tipo de reactor es similar al de lecho expandido, pero se diferencia en que las partículas que constituyen el lecho son de menor diámetro y la velocidad ascensional del líquido es mayor. De este modo, cada partícula aislada presenta un cierto grado de movimiento dentro del reactor, mientras que el nivel de recirculación requerido para conseguir esto es muy elevado. La expansión del lecho se controla mediante la velocidad del líquido y el punto de extracción de efluente para recirculación. El espesor de la película biológica se regula mediante el efecto de corte producido entre el líquido y las partículas del lecho, las cuales pueden variar en densidad y tamaño de acuerdo con el material empleado.

En este caso, la generación de gas también puede producir problemas de espumas en la parte superior del reactor. Esto puede evitarse mediante la utilización de algún dispositivo hidráulico o mecánico que impida el escape de partículas del relleno junto con el efluente. El barro en exceso puede removerse de la corriente de regeneración del lecho extraída de la parte superior del lecho fluidizado donde la película biológica generalmente alcanza su máximo espesor. Este tipo de reactor a escala industrial también pueden presentar problemas de canalización del lecho si la distribución de la alimentación no es adecuada. El cuadro 11.6.1 muestra algunos parámetros básicos de construcción y operación para esta configuración.

Existen algunos antecedentes de la utilización de este tipo de reactor a escala industrial para el tratamiento de efluentes industriales y para la denitrificación de aguas residuales domésticas. Sin embargo, en el tratamiento anaeróbico de aguas residuales domésticas sólo se registran ejemplos de aplicación a escala laboratorio (JEWELL y otros, 1980).

Lecho reciclado: En los reactores de lecho reciclado, los microorganismos se adhieren a un material inerte de pequeño diámetro, entre 0,01 - 0,1 mm, el cual puede consistir en arena, antracita, laminillo de hierro, etc. Una parte importante de la biomasa se encuentra suspendida en flocs. El lecho se mantiene en suspensión mediante agitación mecánica y por el burbujeo del gas. La separación del lecho y el agua residual se realiza en un sedimentador externo al reactor desde donde se recircula la biomasa sedimentada. El barro biológico en exceso se puede extraer de la línea de recirculación.

La eficiencia de la operación de separación de los sólidos del líquido es el punto clave en este tipo de reactor, ya que la retención de partículas generadoras de gas resulta difícil. Una forma de superar este inconveniente puede ser el enfriamiento del efluente al ingresar a la etapa de separación o sedimentación. Actualmente se encuentran en pleno desarrollo sistemas separadores en base a membranas

permeables que se estima podrán aportar una solución adecuada a este problema en el futuro. El cuadro 11.6.1 muestra alguna información de carácter muy preliminar sobre los parámetros constructivos y operativos de esta configuración, ya que sólo se conocen ejemplos de aplicación a escala de banco (laboratorio) para efluentes de origen industrial.

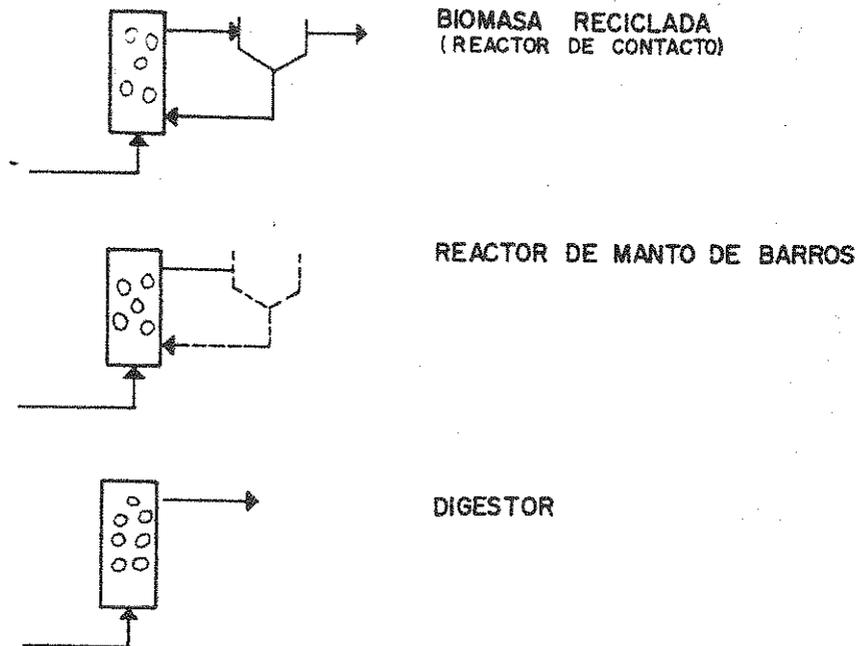


Figura 11.6.1.b

Esquema básico de las principales configuraciones de reactores anaeróbicos.

Biomasa reciclada (reactor de contacto): Esta configuración es esencialmente igual a la de lecho reciclado, con excepción del material inerte. Los microorganismos permanecen en el reactor asociándose para formar flocs o bien adhiriéndose a partículas propias del agua residual alimentada. Nuevamente aquí uno de los puntos críticos es la separación de la biomasa anaeróbica, ya que su escasa sedimentabilidad se ve entorpecida por el burbujeo gaseoso. Los métodos de separación aplicables son también: disminución de temperatura o utilización de membranas permeables.

Esta configuración fue uno de los primeros intentos en tratamientos anaeróbicos por aumentar el tiempo de retención celular sin modificar el tiempo de retención hidráulica, es decir, incrementar la relación θ_c/θ_h . Existen varios reactores de contacto a escala industrial destinados al tratamiento de efluentes industriales de diverso origen, especialmente de la industria alcoholera y de la alimentación. Sin embargo, para el tratamiento de líquido cloacal doméstico sólo se registran antecedentes a escala piloto.

Reactor de manto de barro (Up-flow anaerobic sludge blanket - UASB -): En este tipo de reactor, la alimentación ingresa por el fondo, atraviesa un manto de barro constituido por flocs de biomasa anaeróbica y sale por su parte superior de la unidad. Los flocs se mantienen en suspensión debido al burbujeo gaseoso. Normalmente se implementa un sistema de cañerías a fin de conseguir la distribución pareja de la alimentación en el fondo del reactor. En la parte inferior de la unidad generalmente se desarrolla un lecho de barro granular formado por partículas de 1 a 5 mm de diámetro, de excelentes propiedades de sedimentación. Por encima de este lecho se encuentra un manto de barro floculento, también con buenas propiedades de sedimentación pero de menor densidad. De este modo, se produce un perfil decreciente de concentraciones de sólidos suspendidos a medida que se asciende en el reactor.

A fin de obtener un efluente clarificado, la parte superior del reactor se destina a la retención de sólidos. Se utiliza un sistema de deflectores que cumple la doble función de captar biogas y favorecer la separación de las burbujas gaseosas de los sólidos que las generan. Este dispositivo puede adoptar formas diversas y generalmente se denomina separador de tres fases. Los puntos claves de esta configuración consisten en el desarrollo de biomasa granular o floculenta con buenas propiedades de sedimentación y una pareja distribución de la alimentación a fin de evitar cortocircuitos en el lecho. Asimismo, la eficiencia del proceso está directamente vinculada con el correcto funcionamiento del separador de tres fases.

Existen numerosos ejemplos de aplicación de este tipo de reactor a escala industrial para el tratamiento de efluentes industriales diversos, especialmente provenientes de la industria de la alimentación, alcoholera y papelera. Durante los últimos años se han realizado investigaciones a escala laboratorio, piloto e industrial para la aplicación de esta configuración al tratamiento de líquido cloacal doméstico. En la actualidad se cuenta ya con los primeros resultados de estos trabajos. En el cuadro 11.6.1 se indican algunos parámetros operativos y de diseño básicos.

Digestor convencional: Esta configuración corresponde a la de un reactor idealmente agitado, y no dispone de ningún dispositivo específico para la retención de biomasa. Por lo tanto, la relación entre el tiempo de retención celular (θ_c) y el tiempo de retención hidráulica (θ_h), adopta valores cercanos a 1. Consecuentemente, la permanencia del líquido en el reactor (θ_h) se debe extender lo suficiente como para garantizar la retención de sólidos en el sistema. Esta situación hace adecuado el empleo del digestor convencional para el tratamiento de residuos orgánicos de alta concentración en sólidos suspendidos. Es por ello que los digestores convencionales han sido utilizados tradicionalmente en el tratamiento de barros de origen cloacal o residuos agroindustriales, con tiempos de residencia hidráulica en el rango de 15 a 60 días dependiendo de las posibilidades de calefacción, agitación, etc. (Ver numeral 11.16.- Tratamiento de Lodos - Digestión Anaeróbica). En el campo del tratamiento de líquido cloacal, la utilización de esta configuración tiene lugar en el medio rural donde, además de las excretas humanas, se digieren estiércol animal (vacuno, ovino, etc.) y residuos agrícolas con el doble objetivo de reducir su contenido patogénico y obtener biogas para uso doméstico.

11.6.3.- Parámetros Operativos

La estabilización anaeróbica de la materia orgánica es llevada a cabo en tres etapas: hidrólisis, acidogénesis y metanogénesis. Durante la primera etapa, la materia orgánica disuelta y suspendida es fraccionada en moléculas más sencillas y de menor peso molecular. La fase siguiente, acidogénesis, consiste en la producción de ácidos orgánicos, especialmente ácido acético (CH_3COOH), a partir de los productos de hidrólisis. Finalmente, la metanogénesis, es la etapa en la cual principalmente el ácido acético y en menor medida el dióxido de carbono (CO_2) y el hidrógeno se transforman en metano (CH_4). La microbiología descrita para la digestión anaeróbica de barros en el numeral 11.16.- Tratamiento de Lodos - Digestión Anaeróbica es válida también para los procesos de tratamiento anaeróbico de aguas residuales.

Como en todos los procesos biológicos, existen tres variables operativas que es esencial controlar: temperatura, nutrientes e inhibidores o tóxicos.

11.6.3.1.- Temperatura

La dependencia del tratamiento anaeróbico de aguas residuales con respecto a la temperatura es similar a la registrada en la digestión de barros. Los rangos operativos se clasifican en: psicrófilico (15 - 20°C), mesófilico (30 - 40°C) y termófilico (50 - 70°C).

El rango de trabajo más utilizado para aguas residuales industriales ha sido el mesofílico, ya que por un lado permite alcanzar una velocidad de reacción mayor que en el psicrófilico y por otro lado no ofrece las dificultades operativas del rango termofílico. La figura 11.6.2 presenta la dependencia de los procesos anaeróbicos mesofílicos respecto de la temperatura tomando como variable la relación entre la velocidad de producción de metano a la temperatura t y la misma velocidad a 35°C .

La principal desventaja de operar con procesos termofílicos proviene de su baja tasa de crecimiento específico. Este hecho provoca períodos de puesta en marcha muy prolongados y una capacidad de respuesta muy lenta frente a variaciones de concentración, tipo de sustrato o eventual presencia de tóxicos en la alimentación. No obstante, el rango termofílico es especialmente adecuado para el tratamiento de residuos con una elevada fracción de materia orgánica particulada. Por ello actualmente se desarrollan investigaciones tendientes a viabilizar la aplicación de estos procesos a escala industrial.

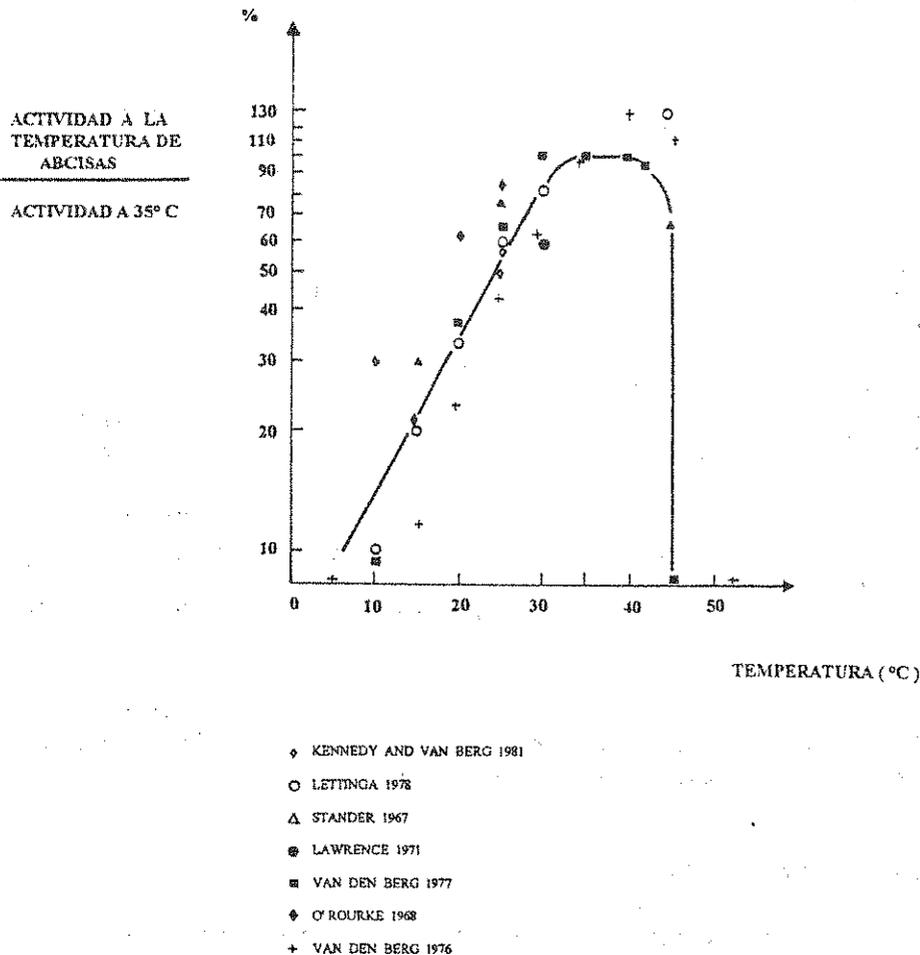


Figura 11.6.2

Dependencia de los procesos anaeróbicos mesofílicos respecto de la temperatura. (Velocidad de generación de metano)

Cuando el agua residual a tratar contiene poca materia orgánica, el volumen de biogas recuperable resulta también escaso. Por lo tanto la calefacción se hace inviable económicamente. En esta circunstancia, la alternativa es operar el proceso a temperatura ambiente. De este modo es que en fecha relativamente reciente, se han comenzado a utilizar procesos anaeróbicos dentro del rango psicrófilico para el tratamiento de aguas residuales poco concentradas. Tal es el caso del líquido cloacal de origen doméstico. Por otra parte, también ha sido posible observar que cuando el proceso está sometido a un nivel de carga bajo (menor que 0,5 Kg DQO/Kg SSV.d) el efecto de los cambios de temperatura bruscos no es significativo.

11.6.3.2.- Nutrientes

SPEECE y McCARTY demostraron que el contenido de nitrógeno y fósforo en los sólidos suspendidos producidos durante la digestión anaeróbica es de 10,5% y 1,5% respectivamente. Si se conoce el coeficiente de crecimiento de un determinado cultivo anaeróbico, normalmente expresado en Kg SSV/Kg DQO, es posible determinar el requerimiento de nutrientes. Generalmente se utiliza la relación DQO/N o DQO/N/P para indicar los requerimientos de nutrientes.

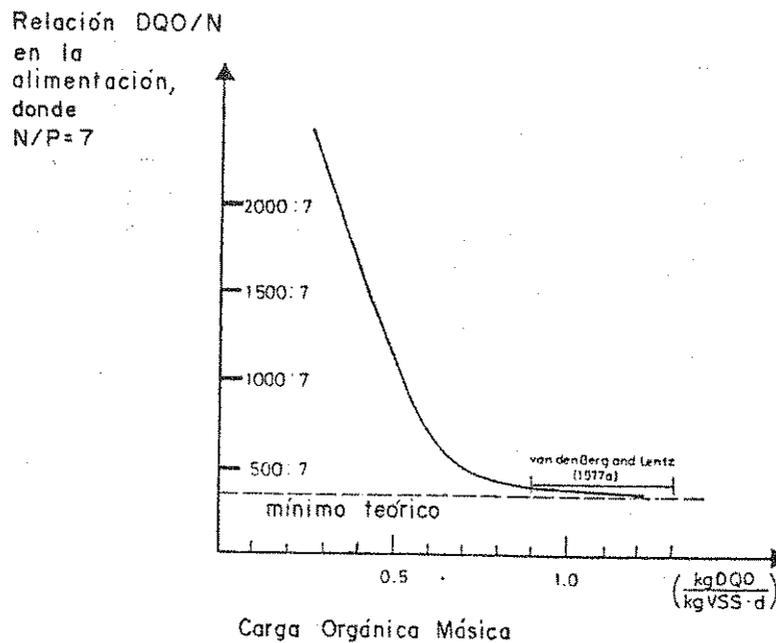


Figura 11.6.3

Relación DQO/N en función de la carga orgánica

La figura 11.6.3 presenta la demanda teórica de nutrientes en función de la carga orgánica que recibe el proceso. Dado que el contenido de fósforo tiene una importancia económica relativa, sólo se tiene en cuenta el requerimiento de nitrógeno. La relación N/P se considera igual a 7. Los procesos anaeróbicos demandan cantidades de nutrientes mínimas si se los compara con los aeróbicos. Sin embargo, al tratar efluentes industriales puede ser necesaria la adición de nitrógeno y/o fósforo para mantener un balance adecuado. Otros nutrientes como el azufre, níquel, hierro, magnesio, calcio, bario y cobalto son esenciales para el proceso, aunque en menor proporción, y se los denomina micronutrientes. Los tratamientos anaeróbicos de líquido cloacal doméstico no requieren la adición de nutrientes.

11.6.3.3.- Inhibidores

Como todo proceso biológico, el tratamiento anaeróbico está sujeto al efecto de sustancias tóxicas que pueden inhibirlo. Sin embargo, la misma sustancia puede actuar a la vez como factor estimulante o inhibidor. La figura 11.6.4 muestra el efecto de la concentración de un compuesto dado sobre la velocidad específica de crecimiento de los microorganismos cuando éste actúa como limitante. La parte izquierda del gráfico puede identificarse fácilmente como una curva típica de evolución de la velocidad específica de crecimiento en función de la concentración del compuesto limitante (curva de Monod). Puede verse que si la concentración de la sustancia limitante es absolutamente nula, las células no pueden crecer. A medida que la concentración de esta sustancia va aumentando, la velocidad de crecimiento específico se incrementa hasta alcanzar su valor máximo (μ_m). El rango de concentraciones en el cual la velocidad específica de crecimiento aumenta, se denomina rango de estimulación. La amplitud del rango dependerá del tipo de sustancia y puede variar desde concentraciones del orden de los microgramos o menos hasta los gramos por litro. Si la concentración de la sustancia en cuestión supera este rango, se tendrá una región en la cual no se observa ningún efecto, llegándose luego a un valor umbral a partir del cual la velocidad específica de crecimiento comienza a declinar. En este punto se empieza a sentir el efecto inhibitor y cualquier concentración en exceso se dice que es tóxica. Nuevamente, esta concentración puede asumir valores muy diversos, dependiendo de la sustancia que causa este efecto. Para concentraciones por encima del valor umbral, la severidad del efecto tóxico aumenta con la concentración.

Durante décadas se consideró que los procesos anaeróbicos eran particularmente sensibles a cargas de tóxicos que provocaban la muerte de los microorganismos y, consecuentemente, el colapso del proceso. Sin embargo, estudios recientes de SPEECE y colaboradores demostraron que el efecto de la mayoría de los tóxicos sobre la biomasa metanogénica es bacteriostático y no bactericida, en las

concentraciones en que aparecen normalmente en aguas residuales. Por lo tanto, el efecto inhibitor es generalmente reversible.

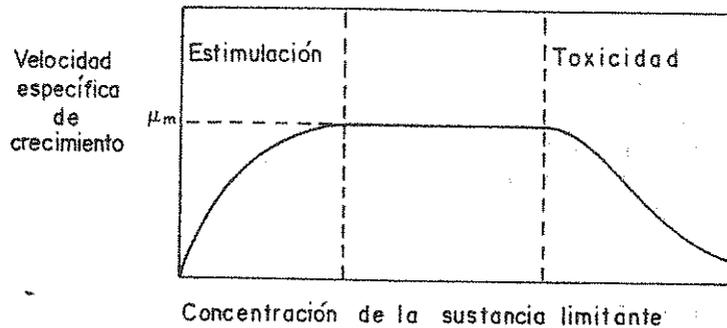


Figura 11.6.4

Esquematación de los efectos de estimulación y toxicidad sobre la constante específica de crecimiento.

Otro mecanismo importante a tener en cuenta es la posibilidad de aclimatación de los microorganismos a un determinado tóxico. El mecanismo de aclimatación o adaptación consiste en que al aparecer un inhibidor en la alimentación del proceso, surge la oportunidad de que los microorganismos capaces de metabolizar esa sustancia tóxica aumenten su población. Si la aclimatación es posible, el tiempo que demande dependerá de la población inicial de microorganismos adaptados al tóxico y de su velocidad específica de crecimiento. Veamos algunos ejemplos de posibles tóxicos.

Sulfuro: El sulfuro (S^{-2}) es un inhibidor de particular interés por su frecuente aparición en aguas residuales ya sea en forma directa o como otra sustancia precursora tal como sulfito (SO_3^{-2}) o sulfato (SO_4^{-2}). Estos últimos compuestos son transformados en S^{-2} en un medio fuertemente reductor como es el de un proceso anaeróbico. La toxicidad del sulfuro está íntimamente vinculada con la concentración del sulfuro de hidrógeno no dissociado (libre). A medida que el pH desciende por debajo de 6,5 la toxicidad aumenta. En términos generales, cuando se opera con una alimentación que contiene menos de 0,3 - 0,6 Kg/m³ de azufre de sulfato, ésta puede considerarse tratable. El sulfuro de hidrógeno libre, en cambio, comienza a provocar problemas de inhibición por encima de 0,1 Kg S/m³. Dos formas viables de contrarrestar

el efecto negativo del sulfuro son su precipitación mediante la adición de sales de hierro o bien el lavado y recirculación del biogas generado.

Amoníaco: El amoníaco es otro posible inhibidor. En este caso también la especie más tóxica es la no disociada, registrándose inhibición a concentraciones de amoníaco del orden de 0,1 - 0,2 Kg N/m³. Para una misma concentración, la toxicidad aumenta con el pH. Por otro lado, si el pH se mantiene suficientemente bajo, pueden tolerarse concentraciones totales de amoníaco (no disociado) más amonio (disociado) en el rango de 5 - 8 Kg N/m³.

Ácidos orgánicos: Los ácidos orgánicos pueden actuar también como inhibidores del proceso. La concentración tóxica de los ácidos volátiles y de los ácidos orgánicos superiores parece ubicarse entre 1 - 2 Kg/m³.

pH: El pH del proceso es un factor importante a considerar. Las bacterias metanogénicas tienen su rango de pH óptimo entre 6 y 8, mientras que el de las acidogénicas se encuentra entre 5 y 6. Dado que la etapa metanogénica es la limitante, el pH de operación debe mantenerse por encima de 6. Los reactores de película fija, como por ejemplo los filtros anaeróbicos, son más estables frente a variaciones de pH en la alimentación. Cuando el agua residual a tratar presenta un nivel de acidez excesivo para ser tratada sin neutralizar, el carbonato de sodio (CO₃Na₂) es la base más adecuada desde el punto de vista económico. La utilización de recirculación puede permitir el ahorro de neutralizante.

De lo expuesto, se desprende que la concentración del agente tóxico en el agua residual no es, por sí sola, determinante del efecto inhibidor, debido a las múltiples reacciones que tienen lugar en el interior del reactor. Uno de los principales mecanismos en juego es el de antagonismo. Por ejemplo, el sodio y el potasio son antagónicos, y la presencia de uno disminuye el efecto tóxico del otro. Otro mecanismo conocido es el de la precipitación de metales pesados por sulfuros, lo que disminuye el efecto tóxico de unos y otros, ya que solamente las formas solubles de las sustancias tóxicas pueden ser asimiladas por los microorganismos. Teniendo en cuenta estas limitaciones, se comprenden las discrepancias sobre límites de toxicidad encontradas al consultar diversos autores. No obstante, a modo de referencia, se incluyen en el cuadro 11.6.2 algunos datos sobre valores de concentración a partir de los cuales se comienza a registrar inhibición en procesos anaeróbicos.

Cuadro 11.6.2

Inhibidores de procesos biológicos anaeróbicos.
(ECKENFELDER 1980)

Inhibidor	Concentración en la alimentación (mg/L)
Cobre	1,0
Zinc	5,0
Cromo ⁺⁶	5,0
Cromo total	5,0
Niquel	2,0
Cadmio	0,02
Sulfuros (S^{-2})	100
Sulfatos (SO_4^{+2})	500
Amoniaco (NH_3)	1500
Sodio (Na^+)	3500
Potasio (K^+)	2500
Calcio (Ca^{+2})	2500
Magnesio (Mg^{+2})	1000
Benceno	50
Tetracloruro de carbono	10
Cloroformo	0,1
Cloruro de metileno	1,0
Pentaclorofenol	0,4
1,1,1-tricloroetano	1,0
Triclorofluorometano	0,7
Triclorofluoroetano	5,0
Cianuro (HCN)	1,0
Aceites de petróleo	50

11.6.4.- Aplicabilidad de Tratamientos Anaeróbicos

De acuerdo con el objetivo del tratamiento, la escala de que se trate y el medio donde se aplique (rural o urbano), la utilización de procesos anaeróbicos se podrá orientar hacia digestores rurales o hacia reactores anaeróbicos para la depuración de aguas residuales. En el primer caso se busca, además de la reducción del contenido de patógenos en el material digerido, la obtención de biogas para uso doméstico. En el segundo caso, el objetivo es la depuración del agua residual en un sistema compacto y económico, donde el efluente tratado recibe un destino compatible con su calidad o un post-tratamiento adecuado.

11.6.4.1.- Digestores Rurales

La utilización de estos digestores data de principios de siglo. Desde entonces, su aplicación se ha

extendido a través de diversos países con un número muy variable de unidades. China cuenta con aproximadamente 7.000.000, de digestores, en la India se han construido alrededor de 100.000, en Korea 30.000 y en Brasil el número se estimaba en 2.300 para 1982 (GUNNERSON y otros, 1986).

Existen tres diseños típicos: techo fijo (tipo chino), campana flotante (tipo hindú) y bolsa inflable. Las tres variantes han sido empleadas con éxito y su elección depende del objetivo a priorizar y de las condiciones limitantes de cada caso en particular. Los objetivos más frecuentes son: producción de biogas para uso doméstico, destrucción de patógenos y preservación de nutrientes en el barro digerido para su posterior reuso en agricultura como mejorador de terreno. Por otra parte, las restricciones habituales son: la inversión inicial requerida, la eficiencia del tratamiento necesaria, el rendimiento de biogas obtenible y la capacidad técnica disponible para la operación del proceso.

A.- Digestor de Techo Fijo (tipo chino)

Este tipo de digestor es el que cuenta con mayor número de unidades instaladas: seis a siete millones solamente tomando en cuenta China, además de muchos otros en la India y otros países. Consiste en una cámara hermética construida con ladrillos, piedras u hormigón. Tanto el techo como el fondo del digestor son casquetes esféricos que se unen mediante paredes laterales verticales (figura 11.6.5). La superficie interna se impermeabiliza por una serie de finas capas sucesivas de revoque. De este modo se consigue hacer que el digestor sea hermético. Sin embargo, la fuga de gas a través del domo es la principal dificultad de este tipo de diseño.

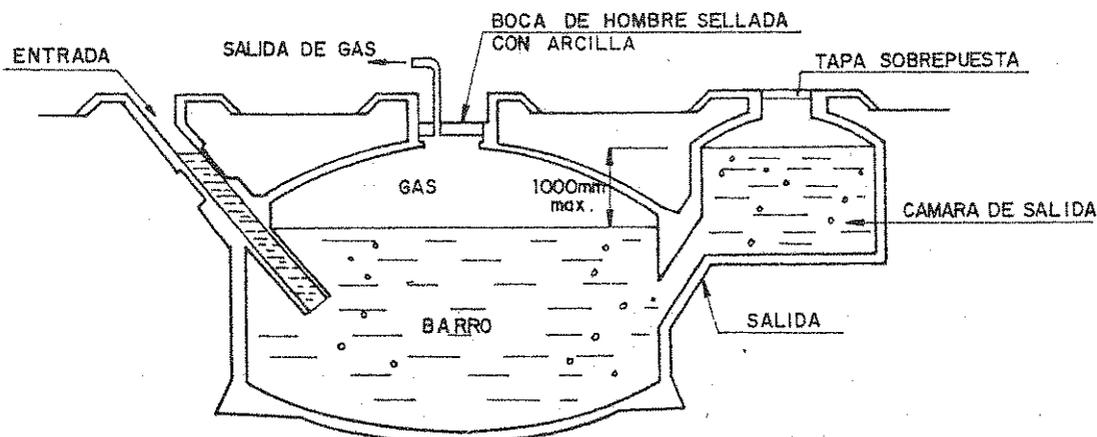
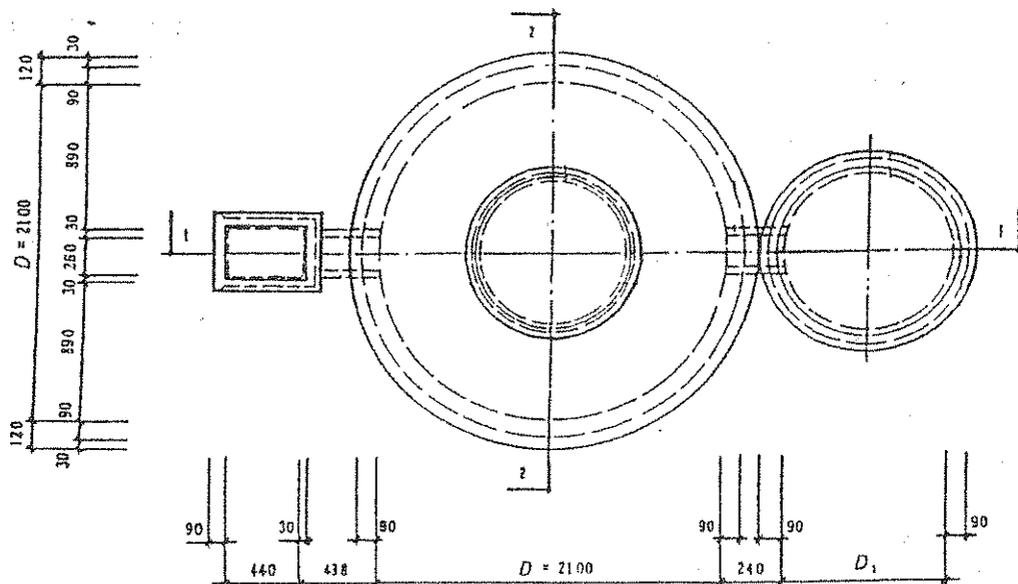


Figura 11.6.5

Digestor de techo fijo (tipo chino).

La alimentación se ingresa al digestor diariamente a través del conducto de entrada, el cual descarga por debajo del nivel de líquido. En la parte superior de la unidad se ubica una boca de inspección para facilitar la limpieza. La salida de gas se instala en el anillo superior de la cúpula, como se ve en la figura 11.6.5. En el domo se acumula el gas producido durante la digestión, el cual desplaza parte del contenido líquido del digestor hacia la cámara de efluente, llevando la presión del gas a niveles entre 1 y 1,5 m de columna de agua. Como es lógico, esto crea tensiones estructurales considerables que explican la forma semiesférica del fondo y techo de estas unidades.

En la figura 11.6.6 se presenta un esquema en planta de un digestor de techo fijo con las dimensiones características para volúmenes del digestor entre 4 y 10 m³.



Planta

m ³ VOLUMEN DEL DIGESTOR	m DIAMETRO DE LA CAMARA DE DESCARGA	m ALTURA DE LA CAMARA DE DESCARGA	m RADIO DE CURVATURA DEL FONDO	m RADIO DE CURVAT. DE LA CUPULA	m RADIO DEL CILINDRO	m ³ VOLUMEN DE LA CAMARA DE DESCARGA
4.....	1.180	0,630	2.230	1.525	10 50	0,605
6.....	1.340	0,657	2.550	1.740	12 00	0,824
8.....	1.500	0,684	2.865	1.958	13 50	1,084
10.....	1.560	0,711	3.188	2.175	15 00	1,388

Figura 11.6.6

Biodigestor rural modelo

La alimentación típica de estos digestores generalmente consiste en una mezcla de estiércol de ganado vacuno o porcino, jacintos de agua (totorá), barros de cámara séptica y residuos agrícolas, dependiendo de la disponibilidad de estos materiales y de la relación de nutrientes nitrógeno/fósforo requerida. La producción de gas se ubica en el rango de 0,15 a 0,30 volúmenes de gas por volumen de digestor y por día (CHAN U SAM, 1982), operando con tiempos de retención de 60 días a 25°C. La experiencia acumulada con este tipo de digestores es significativa y se conocen en detalle las técnicas de construcción, el tipo de alimentación adecuado y la productividad de gas.

B.- Digestor de Campana Flotante (tipo hindú)

Este modelo de digestor es muy utilizado no sólo en la India sino también en otros países. En Argentina, el INTA ha realizado diversas investigaciones sobre la generación de biogás utilizando este tipo de reactor, entre otros (GIL ESPINOZA, HILBERT, 1984). Las paredes laterales y el fondo del digestor generalmente se construyen de ladrillo aunque también puede emplearse hormigón.

El gas generado en el digestor se acumula bajo una cubierta o campana flotante, la cual se desplaza en sentido vertical sobre una guía central. El volumen de la campana flotante es igual a aproximadamente el 50% de la producción diaria de gas. Las cubiertas tradicionalmente se contruyen de acero, aunque por problemas de corrosión también se han utilizado materiales como polietileno de alta densidad o plástico reforzado con fibra de vidrio.

La presión de gas depende del peso de la campana por unidad de superficie, y generalmente varía entre cuatro y ocho centímetros de columna de agua.

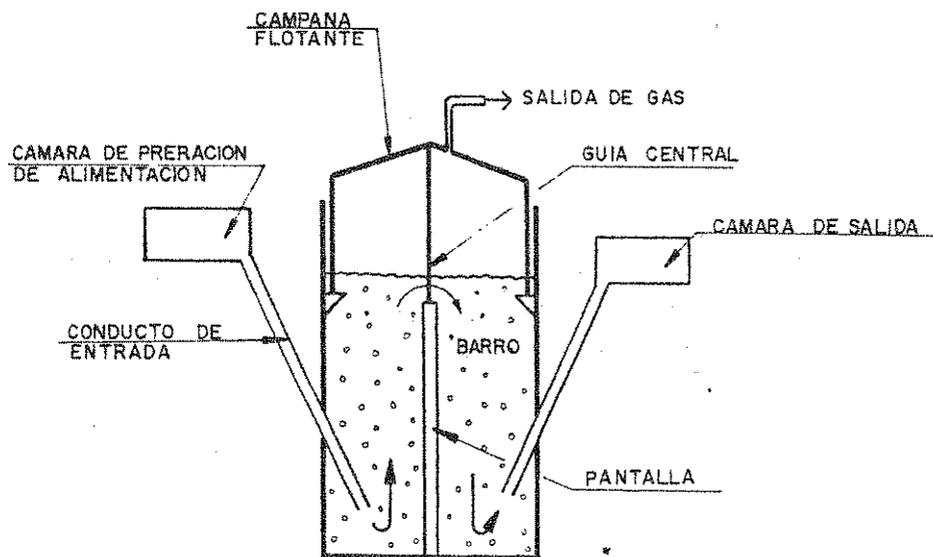


Figura 11.6.7

Digestor de techo flotante (Tipo Hindu).

La alimentación ingresa al digestor en forma discontinua, desplazando un volumen igual de barro digerido a través del conducto de salida. Cuando la relación altura/diámetro es elevada, se incluye una pantalla central para evitar cortocircuitos.

La mayoría de estos digestores se operan a temperatura ambiente, por lo tanto, el tiempo de detención depende del clima de la zona donde se instalan. En regiones cálidas en las cuales la temperatura ambiente varía entre 20° y 40°C, como el sur de la India, el tiempo de permanencia típico es de 30 días. Para áreas de clima templado, como las llanuras de la región central de la India, donde la temperatura mínima llega a 5°C, se utilizan 40 días de permanencia. Finalmente, en zonas montañosas del norte de la India, donde las temperaturas mínimas descienden por debajo de 0°C, la permanencia se lleva a 50 días.

El tipo de sustrato a digerir más utilizado es el estiércol de ganado, aunque también se emplean residuos agrícolas, plantas acuáticas y lodos de cámaras sépticas. La alimentación se diluye a un 10% de sólidos antes de hacerla ingresar al digestor. Dado que el contenido típico de sólidos en estiércol es del orden del 20%, se requiere igual volumen de agua que de estiércol para preparar la dilución. La productividad diaria promedio de gas varía entre 0,2 y 0,6 volúmenes de gas por volumen de digestor, correspondiendo el extremo inferior para climas fríos y el superior para climas cálidos.

Si bien este tipo de digestor se utiliza desde hace más de 40 años, existe la posibilidad de introducir mejoras en su diseño. Por ejemplo, se ha verificado que uno de sus puntos débiles es la pérdida de calor a través de la campana flotante. Se ha ensayado compensar este defecto utilizando colectores solares para calefaccionar el agua de dilución de la alimentación o bien el mismo reactor.

C.- Digestor tipo Bolsa Inflable

El diseño inicial de este sistema se originó en Taiwan, China, en la década del 60 debido a problemas experimentados con algunos digestores construidos de ladrillo o metal. El primer material utilizado fue el nylon recubierto con neoprene. Posteriormente, se emplearon membranas de materiales más económicos como el RPM (red mud plastic) y PVC.

Este tipo de digestor es básicamente una bolsa cilíndrica y larga, cuya relación largo/ diámetro varía de 3 a 14. Tanto el conducto de entrada como la salida de gas están incorporados a la bolsa. La presión de gas está fijada por la columna de líquido en el conducto de alimentación, la cual alcanza como máximo 0,4 m por encima del nivel del líquido en el interior del digestor. El flujo en el reactor es de tipo pistón.

Una de las ventajas de este diseño consiste en su escaso peso. Por ejemplo, un digestor de 50 m³ pesa alrededor de 270 Kg. Además, puede instalarse fácilmente excavando una zanja de una profundidad algo mayor al radio del digestor. Debido a la sencillez de su instalación y por ser una unidad prefabricada, este sistema resulta muy económico. El tipo de alimentación más utilizado es el estiércol porcino. Con este sustrato, los tiempos de permanencia típicos pueden variar desde 60 días, a temperaturas entre 15 y 20°C, hasta 20 días, a temperaturas entre 30 y 35°C.

Dado que la membrana que constituye el digestor es delgada, es posible calentar su contenido con alguna fuente de calor externa o por radiación solar directa. Esta circunstancia ha permitido obtener valores de productividad de gas superiores a los registrados para digestores de techo fijo. Se ha encontrado que la productividad diaria de gas puede variar desde 0,14, en invierno a 8°C, hasta 0,7 m³ de biogas/m³ de reactor en verano a 32°C, cuando se digiere estiércol porcino (PARK y otros, 1981).

En la actualidad, este diseño resulta muy prometedor debido a su bajo costo y a las posibilidades de optimizar su calefacción mediante energía solar. Sin embargo, es necesario reunir más experiencia con respecto a su resistencia mecánica frente a objetos cortantes así como su durabilidad frente a los agentes atmosféricos.

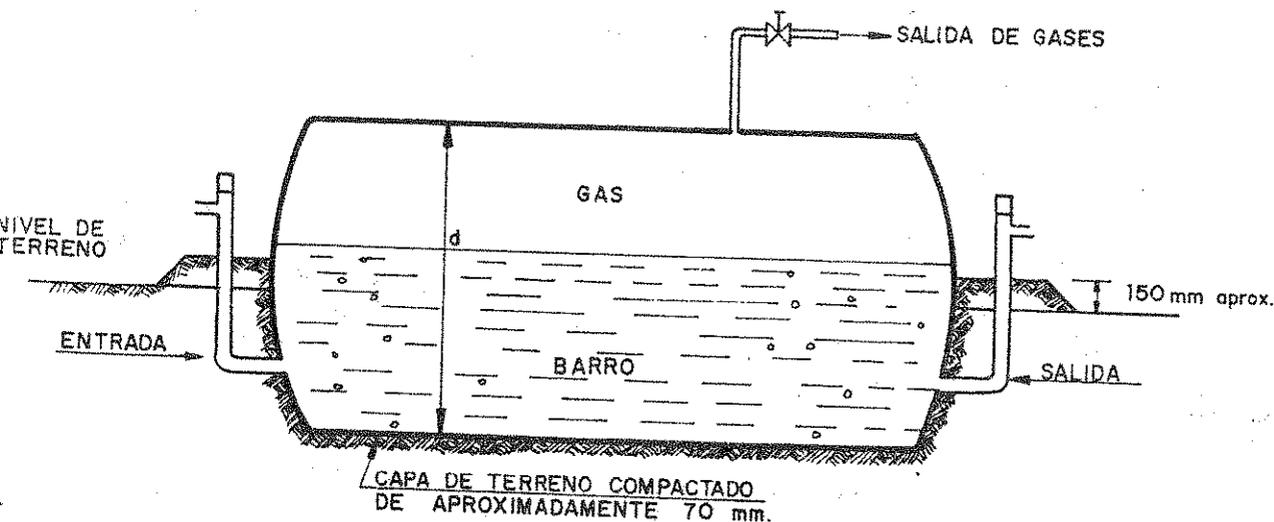


Figura 11.6.8

Digestor tipo bolsa inflable

11.6.4.2.- Reactores Anaeróbicos

La utilización de reactores anaeróbicos para el tratamiento de aguas residuales presenta tres ventajas importantes frente a los procesos aeróbicos convencionales: producen menor cantidad de barro excedente, consumen muy poca energía (según el caso presentan balance energético positivo) y además, pueden manejar cargas orgánicas muy elevadas por unidad de volumen de reactor. Estas características hacen prever el crecimiento de su aplicación en los próximos años. CRAVEIRO informó que en Brasil se pasó de una planta para el tratamiento de efluente industrial a escala completa en 1983 a 102 instalaciones de igual porte en 1991. Entre las configuraciones más empleadas a escala industrial se cuentan: el reactor de manto de barro (UASB), el filtro anaeróbico, y el sistema de contacto, en ese orden.

La aplicación del tratamiento anaeróbico a la depuración de líquido cloacal doméstico también ha crecido en los últimos años para países con regiones de clima tropical y subtropical como por ejemplo India, China, Colombia y Brasil (DRAAIJER y otros, 1991; ZHAO YI-ZHANG y otros, 1988; SCHELLINKHOUT, 1991). Una razón de conveniencia adicional a las ya mencionadas consiste en el menor requerimiento de espacio. Este factor es importante cuando el costo del terreno es elevado, o bien cuando se desea minimizar el movimiento de tierra (terreno rocoso o accidentado, napa freática elevada, etc.). Asimismo, cuando existen grupos habitacionales periféricos, alejados de la colectora troncal, pueden construirse pequeños sistemas de tratamiento anaeróbico que demandan escaso mantenimiento.

Hasta el momento, las configuraciones que han demostrado mayor frecuencia de utilización en el tratamiento anaeróbico de líquido cloacal doméstico son el reactor de manto de barro de flujo ascendente y el filtro anaeróbico. Esta última alternativa resultó exitosa con el empleo de una cámara séptica precediendo al filtro, tal como lo indica la norma brasileña NBR-7229. Con un tiempo de permanencia hidráulica promedio entre 16 y 32 horas para la cámara séptica y entre 19 y 50 horas para el filtro, se obtuvieron remociones del orden del 85% para DBO, 80% para DQO, 86% para sólidos suspendidos y 91% para coliformes totales. La calidad del efluente tratado resulta satisfactoria desde el punto de vista de DBO y sólidos suspendidos residuales, ubicándose alrededor de 35 y 44 mg/L respectivamente. No obstante, de acuerdo con la calidad de vuelco exigida por el cuerpo receptor, puede ser necesario remover nutrientes como nitrógeno y fósforo, aumentar el contenido de oxígeno disuelto mediante algún post-tratamiento y eliminar el contenido de patógenos mediante desinfección.

Cuando la población a servir supera los 300 habitantes, el sistema cámara séptica/filtro anaeróbico deja de ser atractivo por voluminoso y caro. Comienza a considerarse entonces la utilización del reactor de manto de

barro de flujo ascendente (UASB). Las eficiencias esperables con este tipo de reactor en un clima tropical son del orden de 70% para DBO, 70% para sólidos suspendidos y 60% para DQO cuando se opera la unidad con temperaturas en el rango de 18-28°C, con tiempos de permanencia de 5 a 15 horas y con concentraciones medias de alimentación en el rango de 104-255 mgDBO/L y 407-188 mgDQO/L (VIEIRA 1991).

La primera consideración de importancia antes de optar por la tecnología anaeróbica, es el destino que se espera dar al agua tratada. Por las características de su efluente, el tratamiento anaeróbico es muchas veces considerado como un tratamiento preliminar o pretratamiento. Por ello, es necesario tener en cuenta que las características no deseables del efluente de un tratamiento anaeróbico generalmente incluyen: presencia de nitrógeno y fósforo en niveles semejantes a la alimentación, contenido de materia orgánica residual disuelta y suspendida, microorganismos patógenos en concentraciones superiores a los estándares de vuelco y déficit de oxígeno. Por lo tanto, de acuerdo con las normas de calidad establecidas para el uso que vaya a recibir este efluente, será necesario aplicar un determinado proceso de post-tratamiento. Los sistemas experimentados hasta el momento son:

Cloración: Este proceso es conocido, económico y relativamente sencillo de instalar y operar. El objetivo de su uso es la desinfección. No permite obtener remoción adicional de materia orgánica. Puede llegar a promover el desarrollo de cloraminas y compuestos trihalometanos de acuerdo con la dosis de cloro empleada. Es aplicable cuando se desea mejorar la calidad del líquido tratado desde el punto de vista bacteriológico (Gasi y otros, 1988).

Filtración lenta con arena: La principal virtud de este post-tratamiento es la desinfección. Requiere de un sistema de filtración de gran superficie y el mantenimiento continuo de las unidades para lavado y reposición del manto filtrante (HASKONING y otros 1985). Puede aplicarse para alcanzar niveles de vuelco muy exigentes en términos bacteriológicos y de sólidos suspendidos.

Ozonización: Permite realizar en forma simultánea la remoción de la materia orgánica residual y la desinfección. A pesar de ser un proceso técnicamente conveniente por su compacidad y eficiencia, es relativamente sofisticado y costoso en su instalación y requiere un elevado consumo de energía. Es aplicable solamente en casos particulares donde se dispone de poco espacio, siempre y cuando el mantenimiento y la operación no ofrezcan dificultades técnicas ni económicas (GASI y otros, 1990).

Lagunas de estabilización: Esta alternativa de post-tratamiento requiere largos tiempos de permanencia y por lo tanto grandes espacios. Mejoran la calidad del efluente desde el punto de vista de materia orgánica residual y

bacteriológico cuando se opera con tiempos de permanencia del orden de 20-30 días (VIEIRA y otros, 1991; SCHLLINKHOUT, y otros 1991). Cuando hay suficiente espacio disponible a bajo costo constituyen la alternativa más simple y eficiente. Un caso típico de aplicación se da cuando el agua tratada se reusa para riego.

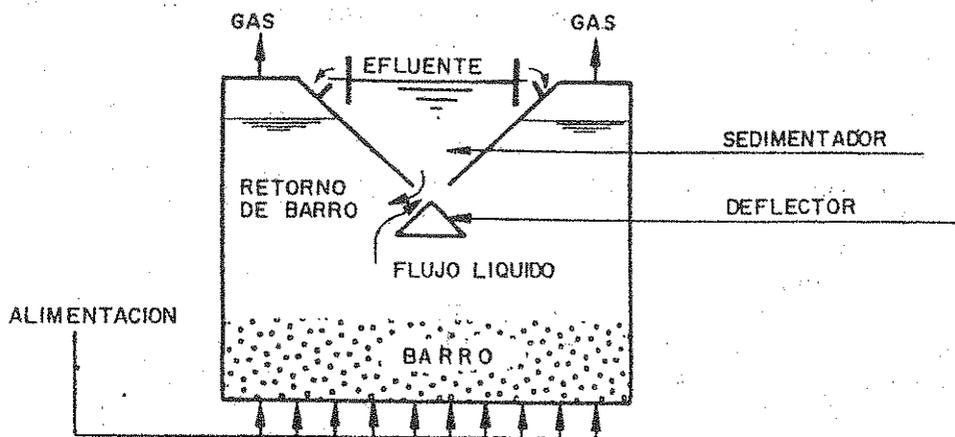
Barros activados: Actualmente se ensaya la utilización de sistemas de tratamiento mixtos con etapas anaeróbicas y aeróbicas (GARUTI y otros, 1991; VIEIRA y otros, 1991). A pesar de su costo, el sistema de barros activados brinda una alternativa compacta y permite una excelente remoción de la materia orgánica residual. Como es lógico, necesita de una etapa de desinfección posterior. Estos sistemas en desarrollo permitirían la estabilización del exceso de barro en la etapa anaeróbica y la remoción de nutrientes en la fase aeróbica. A pesar de ser prometedora, esta alternativa aun no cuenta con experiencia suficiente para ser aplicada a escala completa.

Un vez decidida la conveniencia de aplicar un tratamiento anaeróbico, probablemente el factor principal a considerar sea la temperatura. El proceso anaeróbico alcanza su actividad óptima en el rango mesofílico alrededor de los 36°C, y decrece hasta casi anularse por debajo de los 10°C. En particular, cuando se trata de depurar líquido cloacal de origen doméstico debe tenerse en cuenta que, por razones económicas, la calefacción del reactor no es viable.

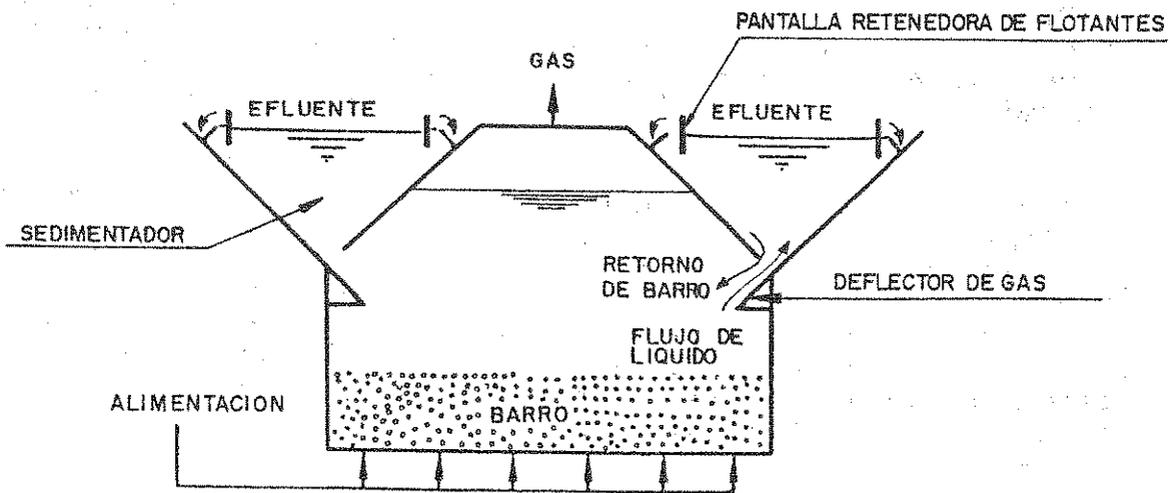
Si bien en regiones tropicales y subtropicales ya se ha verificado la aplicabilidad de esta tecnología a escala completa (SOUZA y otros, 1986), para zonas templadas sólo se han realizado algunas experiencias a escala laboratorio y piloto (VAN DER LAST y otros, 1991; DURAN y otros, 1987). No obstante lo limitado de su escala, estas experiencias indican la factibilidad del proceso en climas templados, aunque con tiempos de permanencia no inferiores a 8 horas. Para regiones de clima frío esta alternativa de tratamiento puede verse limitada.

11.6.5.- Criterios de Diseño de Reactores de Manto de Barro para el Tratamiento de Líquido Cloacal Doméstico

Hasta el momento, la construcción y operación de sistemas de tratamiento anaeróbico de líquido cloacal a escala completa se ha limitado a regiones con clima tropical o subtropical. La figura 11.6.9 muestra dos esquemas de reactores de manto de barro que han sido utilizados con buenos resultados a escala piloto.



a) ESQUEMA DE REACTOR DE PLANTA RECTANGULAR



b) ESQUEMA DE REACTOR DE PLANTA CIRCULAR

Figura 11.6.9

Esquemas de reactores de manto de Barro.

En este punto se presentan los criterios de diseño desarrollados en esas experiencias (VIEIRA y otros, 1991; HASKONING, 1985), los cuales no revisten carácter de recomendación sino simplemente de referencia. La validez general de estos criterios deberá ser confirmada por la utilización futura de esta tecnología en forma local.

Carga hidráulica superficial: Dado que el líquido cloacal de origen doméstico presenta concentraciones de materia orgánica relativamente bajas, el principal parámetro de diseño a tener en cuenta es la carga hidráulica superficial (CHS). Para caudales medios, generalmente se utiliza en la zona de sedimentación del reactor una CHS de aproximadamente $0,7 \text{ (m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h)}$, manteniendo como valor máximo $1,3 \text{ (m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h)}$ para caudales pico.

Tiempo de permanencia hidráulica: En climas cálidos, el tiempo de permanencia hidráulica conveniente para caudales promedio es siempre superior a las 6 horas. Para climas templados, este tiempo debería ser mayor de 8 horas.

Altura del reactor: Se han utilizado con éxito alturas totales entre 4 y 4,8 m, de los cuales 1,5 m correspondieron a la zona de sedimentación del reactor.

Velocidad ascensional en el reactor: El efecto de mezcla en un reactor anaeróbico es aportado por la entrada de alimentación y la producción de gas. Dado que la generación de biogas es relativamente baja en el tratamiento de líquido cloacal, el caudal de entrada y su distribución son muy importantes a fin de mantener el manto de barro en suspensión. Por otra parte, es conveniente que la velocidad ascensional no supere $1,0 \text{ m/h}$ a fin de evitar el escape de sólidos del reactor.

Zona de sedimentación: La parte superior del reactor se destina a la separación de los sólidos de la fase líquida. En esta zona se debe evitar la retención de biomasa que pueda producir burbujeo, alterando así la sedimentación. Por lo tanto, las paredes del sedimentador interno se construyen con una pendiente mínima de 50° . En general se trata de que la salida de líquido del reactor sea lo más simétrica posible para evitar cortocircuitos. Para mejorar la calidad del efluente es conveniente instalar pantallas interceptoras de flotantes paralelas al vertedero de salida y con una profundidad de $0,2 \text{ m}$ debajo del nivel del líquido.

Deflectores de gas: Los deflectores tienen la función de conducir las burbujas hacia las campanas colectoras de gas, evitando así su fuga hacia la superficie libre del líquido, en la parte superior del reactor. Para ello, se instalan las paredes internas del sedimentador, ubicado en la parte superior de la unidad con una superposición (overlap) mínima de $0,2 \text{ m}$ con respecto a los deflectores de gas, según puede verse en la figura 11.6.9.

Colectores de gas: El gas generado en el proceso se dirige hacia las campanas captadoras de gas o colectores, instalados en la parte superior del reactor. Por un lado, la velocidad del gas debe ser suficientemente alta como para disminuir la acumulación de espuma en la superficie del líquido, pero por

el otro lado, debe evitarse el arrastre de sólidos por un flujo excesivo. El caudal de gas por unidad de superficie generalmente adoptado es de $1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$. Es conveniente prever la inclusión de bocas de inspección para retirar eventuales acumulaciones de espuma.

Distribución de la alimentación: La distribución de la alimentación en el fondo del reactor debe ser lo más pareja posible. Para ello, el número de puntos de ingreso representa un criterio de diseño clave. La experiencia actual indica que:

- Es conveniente colocar un punto de entrada por cada 1 o 2 m^2 de superficie del reactor.
- El ingreso de la alimentación debe realizarse a aproximadamente 0,2 m del fondo del reactor.
- Conviene evitar el empleo de cañerías de distribución múltiple a fin de facilitar la detección de eventuales problemas de obturación.

Forma y materiales de construcción: La forma del reactor está vinculada con el tipo de material elegido para su construcción. Las unidades ejecutadas en hormigón, generalmente son de planta rectangular, mientras que las de acero, o plástico reforzado con fibra de vidrio son cilíndricas. Como es lógico, cuando los reactores son rectangulares se facilita su construcción en módulos, permitiendo la utilización de paredes comunes entre unidades.

La elección del material depende de diversos factores tales como: disponibilidad, posibilidades de construcción, lugar de instalación, costo, etc. Los sedimentadores internos pueden ser cubiertos o no. En el segundo caso, resultan más económicos; sin embargo pueden presentar problemas por emisión de olores. Asimismo, puede producirse corrosión en sus paredes internas debido a la oxidación del sulfuro de hidrógeno (H_2S) a ácido sulfúrico (H_2SO_4).

En general, es conveniente no ubicar partes estructurales en el interior del reactor para evitar que la corrosión pueda comprometer la integridad de la unidad en el largo plazo. A fin de preservar el interior del reactor frente a la corrosión prematura, es conveniente aplicar pinturas protectoras adecuadas, respetando el mantenimiento indicado por sus fabricantes. Las cañerías y válvulas a emplear deben ser de materiales resistentes a la corrosión como PVC u otros.

Olor: Cuando la planta se ubica en áreas urbanizadas, es necesario prevenir la emisión de olores. Estas pueden deberse a la generación de pequeñas cantidades de sulfuro de hidrógeno (H_2S) por el proceso anaeróbico y su posterior liberación a la atmósfera en sectores del reactor con

turbulencia tales como los vertederos o el conducto de salida general del efluente. Es conveniente cubrir estos puntos críticos de la unidad con tapas livianas y provistas de sello hidráulico. En lo posible, el gas debe enviarse a una etapa de remoción de sulfuros antes de su almacenamiento y posterior utilización.

Producción y disposición de barro: Los tratamientos anaeróbicos producen menor cantidad de barro que los procesos aeróbicos convencionales. Sin embargo, como en todo sistema de tratamiento compacto, en los reactores de manto de barro tiene lugar la acumulación de lodo, el cual es necesario retirar y disponer. Esta operación se realiza en forma intermitente y periódica, dependiendo la frecuencia del tamaño del digestor. Si bien no existen datos definitivos que permitan calcular la masa de barro a disponer, a modo de referencia, se puede tomar 0,2 Kg de sólidos totales / Kg DQO aplicado, valor basado en la experiencia de CETESB, Compañía Estadual de Saneamiento de San Pablo, Brasil.

El lodo retirado, generalmente se encuentra estabilizado y se puede deshidratar en playas de secado o bien mediante sistemas mecanizados. No obstante, debe tenerse en cuenta que el barro descartado posee un elevado contenido de microorganismos, algunos de ellos patógenos. Por lo tanto, deben tomarse las precauciones necesarias para evitar su contacto directo con los operadores. Los destinos del barro ya seco pueden ser, entre otros: relleno sanitario, utilización en agricultura como mejorador de terreno o aditivo para la fabricación de materiales utilizados en la construcción.

Producción de biogas: El líquido cloacal doméstico presenta concentraciones de materia orgánica relativamente bajas y, por lo tanto, el volumen de biogas resultante es comparativamente escaso. La producción de biogas en el tratamiento anaeróbico de este tipo de agua residual se estima en aproximadamente 0,1 m³ CNPT/Kg DQO cargado al sistema de tratamiento. La composición aproximada es de 70% de metano (CH₄), 10% de dióxido de carbono (CO₂) y 20% de nitrógeno (N₂). Luego de la remoción del pequeño contenido de sulfuro de hidrógeno (H₂S) y del CO₂ es posible utilizar el biogas dentro de la planta de tratamiento para calefacción o en motores de combustión de gas. Si el volumen producido lo justificara, también podría distribuirse al exterior de la planta mediante una pequeña red domiciliaria (GOMES, AISSE, 1985). En caso de no ser económicamente conveniente su aprovechamiento, el exceso de biogas debe quemarse en una antorcha adecuada.

Tratamiento preliminar: Dado que un reactor anaeróbico de manto de barro es esencialmente un proceso biológico destinado a la depuración de agua residual, debe evitarse el ingreso al mismo de sólidos groseros, arena y grasas, pues tienden a reducir el volumen útil de la unidad. Las instalaciones de pretratamiento generalmente requeridas son:

rejas gruesas, rejas medianas (7 a 12 mm), desarenador y desengrasador. En caso de que sea necesario remover gran cantidad de fibras, pueden utilizarse tamices rotativos.

Costo: Debido a lo reciente de esta tecnología, la escasa información existente sobre costos presenta un amplio rango de variación. Se han informado valores de inversión entre U\$S 13 (COLLAZOS, 1990) y U\$S 30 (VIEIRA, 1988) por habitante para construir un sistema que no incluye post-tratamiento. Los principales costos a considerar son: terreno, red cloacal y bombeo, materiales constructivos, equipo e instrumentación auxiliar (caudalímetros, purificador de gas, etc.), instalación para la deshidratación y disposición final del barro en exceso.

En los ejemplos de aplicación se pueden encontrar elementos orientativos que permiten el predimensionamiento a fin de estimar costos. Dado el escaso consumo de energía del tratamiento anaeróbico, la comparación de sus costos operativos frente a otras alternativas convencionales, por lo general resultará netamente favorable al primero.

Debe mencionarse que la calidad del efluente requerirá, en la mayoría de los casos, un tratamiento posterior antes de su vuelco al cuerpo receptor.

11.6.6.- Ejemplos de Aplicación de Tratamientos Anaeróbicos

Los tratamientos anaeróbicos pueden ser diseñados para satisfacer una amplia gama de necesidades. En el medio rural los digestores anaeróbicos se han aplicado a escala familiar con el doble objetivo de generar energía y reducir la carga contaminante de desechos orgánicos humanos y animales. En grupos habitacionales reducidos de áreas suburbanas se han aplicado sistemas de cámara séptica seguida de filtro anaeróbico, según se describe en el Capítulo 7 con el fin de lograr un método de depuración económico y de mantenimiento relativamente sencillo.

Para poblaciones de entre 10.000 y 20.000 habitantes se han utilizado, en climas cálidos, reactores de manto de barro como los descritos en el punto anterior, con el objetivo de lograr un efluente satisfactorio desde el punto de vista de materia orgánica y sólidos suspendidos a costos reducidos. Continuando con esta línea, recientemente se ha construido y puesto en marcha una planta de tratamiento anaeróbico en base a reactores de manto de barro para atender a una población de 160.000 habitantes (SCHELLINKHOUT, 1991).

En este punto, se da un ejemplo de tratamiento anaeróbico aplicable al medio rural. Dado que el digestor de techo fijo (tipo chino) es el que cuenta con mayor número de unidades instaladas, y por lo tanto mayor experiencia constructiva acumulada, se indicará su diseño y construcción. Por otra parte, se presenta la metodología para

predimensionar un reactor anaeróbico para el tratamiento del líquido cloacal (manto de barro). El sistema cámara séptica-filtro anaeróbico está descrito en el Capítulo 7 - Instalaciones Intradomiciliarias (numeral 7.5.6)

11.6.6.1.- Digestor Rural

En una zona rural de clima templado, se desea diseñar y construir un digestor anaeróbico de techo fijo (tipo chino) para el tratamiento del líquido cloacal doméstico y los residuos orgánicos generados en una pequeña chacra habitada por una familia de seis miembros. La familia cuenta además con cinco (5) vacas lecheras y un corral para cría de porcinos con seis (6) cabezas.

Datos:

6 habitantes

5 vacas lecheras

6 cerdos

Solución:

a) Estimación de los excrementos generados diariamente:

De acuerdo con el cuadro 11.6.3, se estima la disponibilidad de residuos a tratar diariamente:

Cuadro 11.6.3

Generación de excrementos animales. (Adaptado de Construção e Operação de Biodigestor Modelo Chinês, Embrater, 1987)

Origen del Estiercol	Excreta Diaria (Kg/día)	Producción de Gas (m ³ /Kg)	Producción de Gas/animal*día
(a) Bovino	10,00	0,0371	0,37
(b) Porcino	2,25	0,0636	0,18
(c) Aviar	0,18	0,0050	0,01
Ovino	2,80	-	-
Equino	10,00	-	-
Heces humanas	0,35	0,0707	0,03

(a) Vaca lechera de 500 Kg.

(b) Cerdo de engorde de 60 Kg.

(c) Gallina ponedora de 2 Kg.

Estiércol vacuno	= 5 * 10 (Kg/d)	=	50,0 Kg/d
Estiércol porcino	= 6 * 2,25 (Kg/d)	=	13,5 Kg/d
Heces humanas	= 6 * 0,35 (Kg/d)	=	2,1 Kg/d
Total excrementos generados diariamente			65,6 Kg/d

b) Estimación del volumen de alimentación generado diariamente:

A fin de mantener la concentración de sólidos en el digestor dentro del rango de diseño, se requerirá un sedimentador de líquido cloacal que permita decantar los sólidos descargados durante el día.

Suponiendo una descarga diaria de 150 L/hab*día, y teniendo en cuenta que la vivienda tiene 6 habitantes, se utilizará un sedimentador como el de la figura 11.6.10, de aproximadamente 900 L.

De este modo, el volumen de alimentación de origen cloacal que se envíe al digestor se podrá limitar a 120 l/d aproximadamente. Considerando que el peso específico del estiércol puede asimilarse a la unidad, y que el volumen de agua de arrastre de sólidos no debe superara el 25% del estiércol manipulado.

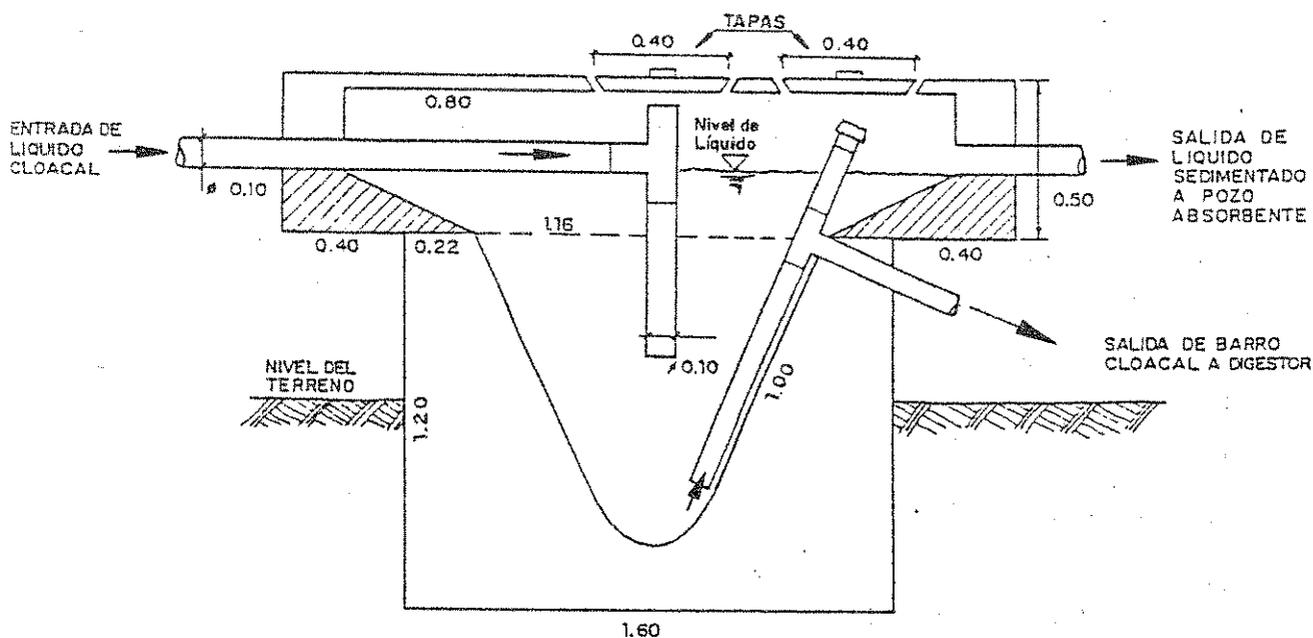


Figura 11.6.10

Sedimentador de líquido cloacal.

$$\begin{aligned} \text{Volumen de alimentación} &= 120 \text{ (L/d)} + 1,25 * 63,5 \text{ (L/d)} \\ &= 199 \text{ (L/d)} \end{aligned}$$

c) Verificación de la concentración de sólidos:

A partir de los datos suministrados en el cuadro 11.6.4 se puede calcular el contenido de sólidos volátiles de la alimentación prevista.

Cuadro 11.6.4

Propiedades de los excrementos animales.
(Adaptado de Biogas, recuperación de energía de los excrementos animales, Dr. E.P. Taiganides, 1981)

Contenido Porcentual (%)	Humano (a)	Bovino Lechero	Porcino	Gallinas Ponedoras	Ovinos de Engorde
Sólidos Totales	11,0	9,3	13,5	25,3	29,7
Contenido de humedad	89,0	90,7	86,5	74,7	70,3
Sólidos Volátiles (base seca)	84,0	80,3	82,4	72,8	84,7
Nitrógeno Total Kjeldahal (base seca)	9 - 5	4,0	5,6	5,9	4,0

Nota: a) Tomado de Estado da arte da digestao anaerobia, Fundação Centro Tecnológico de Minas Gerais, 1982.

Contenido de sólidos totales volátiles en estiércol:

$$\text{Vacuno: } 50 \text{ (Kg/d)} * 0,093 * 0,803 = 3,73 \text{ KgSV/d}$$

$$\text{Porcino: } 13,5 \text{ (Kg/d)} * 0,135 * 0,824 = 1,50 \text{ KgSV/d}$$

$$\text{Heces humanas: } 2,1 \text{ (Kg/d)} * 0,11 * 0,840 = 0,19 \text{ KgSV/d}$$

$$\text{Total de sólidos volátiles generados por día: } 5,42 \text{ KgSV/d}$$

$$\begin{aligned} \text{Concentración porcentual de sólidos volátiles en la alimentación} &= \frac{5,42 \text{ KgSV/d}}{199 \text{ L/d}} * 100 = 2,72 \% \end{aligned}$$

d) Verificación de la capacidad del digestor:

En base a la concentración de sólidos volátiles calculada para la alimentación (2,72 %), y suponiendo un tiempo de permanencia de 60 días, se ingresa al gráfico de la figura 11.6.11 a fin de verificar la capacidad del digestor.

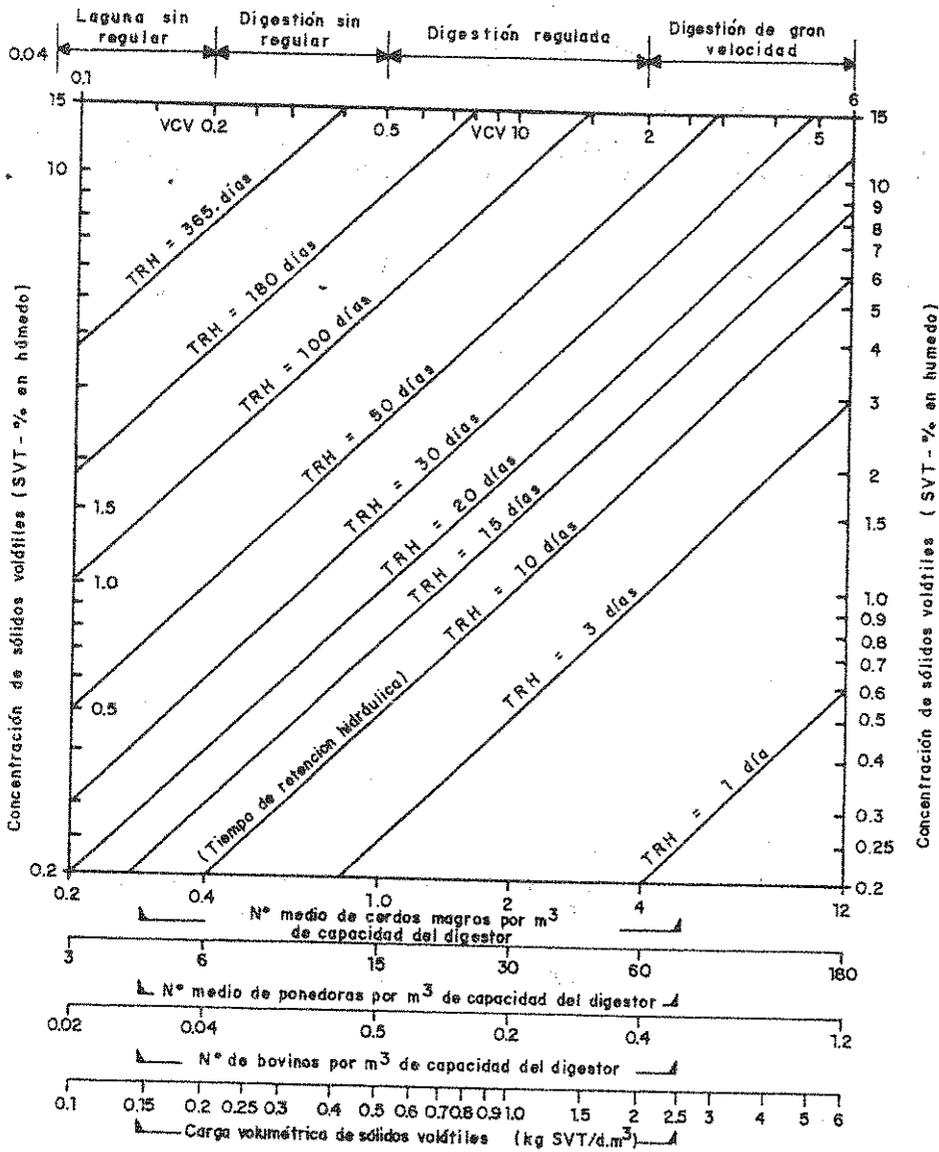


Figura 11.6.11 Capacidades de digestor recomendadas para diferentes niveles de cargas (Taiganides, 1982).

Cuadro 11.6.5

Medidas para el dimensionamiento de digestores de techo fijo (Tipo Chino)

Tipo	Volumen (m ³)		Medidas del digestor en m						Camara de carga			Camara de descarga			
	Total	Carga o mezcla	Gasometro	(1) Biogas producido	Excavación de terreno (H)	Radio interno del cilindro (r)	Profundidad máxima del piso (h)	altura de la pared lateral (h ₁)	Radio de curvatura de la cupula (R)	Capacidad	Diámetro	Altura	Capacidad	Diámetro	Altura
A	7,9	6,15	1,76	4,3	2,00	1,20	0,30	1,20	1,40	160	0,60	0,60	740	1,05	0,90
B	10,24	7,85	2,39	5,4	2,30	1,30	0,35	1,30	1,45	206	0,64	0,70	945	1,10	1,00
C	13,26	9,89	3,37	6,9	2,60	1,40	0,40	1,40	1,50	260	0,68	0,75	1190	1,20	1,10
D	16,55	12,24	4,31	8,5	2,80	1,50	0,45	1,50	1,60	325	0,74	0,80	1470	1,25	1,20
E	20,47	14,94	5,53	10,4	3,10	1,60	0,50	1,60	1,70	400	0,78	0,85	1795	1,35	1,30
F	25,40	18,00	6,60	17,8	3,40	1,70	0,55	1,70	1,80	475	0,84	0,90	2160	1,45	1,40

Nota: (1) Estimación en base a la utilización de estiércol bovino, para condiciones normales de fermentación.

De acuerdo con el gráfico, la concentración de alimentación resultante es adecuada para un digestor anaeróbico sin agitación. Además, en este tipo de digestores pueden realizarse dos o tres alimentaciones mensuales de residuos vegetales picados a fin de aumentar la proporción de carbono, acercando la relación C/N al valor óptimo de 30/1.

e) Volumen de gas obtenible diariamente:

Estiércol vacuno	=	5 * 0,37 m ³ /d	=	1,85 m ³ /d
Estiércol porcino	=	6 * 0,18 m ³ /d	=	1,08 m ³ /d
Heces humanas	=	6 * 0,03 m ³ /d	=	0,18 m ³ /d
Total de gas obtenible diariamente	=		=	<u>3,11 m³/d</u>

f) Elección del volumen del digestor:

Adoptando un tiempo de permanencia de 60 días, el volumen líquido del digestor resulta:

$$V = 199 \text{ (L/d)} * 60 \text{ d} * 0,001 \text{ m}^3/\text{L} = 11.94 \text{ m}^3$$

Recurriendo a el cuadro 11.6.5, se elige el digestor tipo D.

g) Etapas constructivas:

En las figuras siguientes (11.6.12) se indican la secuencia de las principales etapas y los detalles constructivos del digestor.

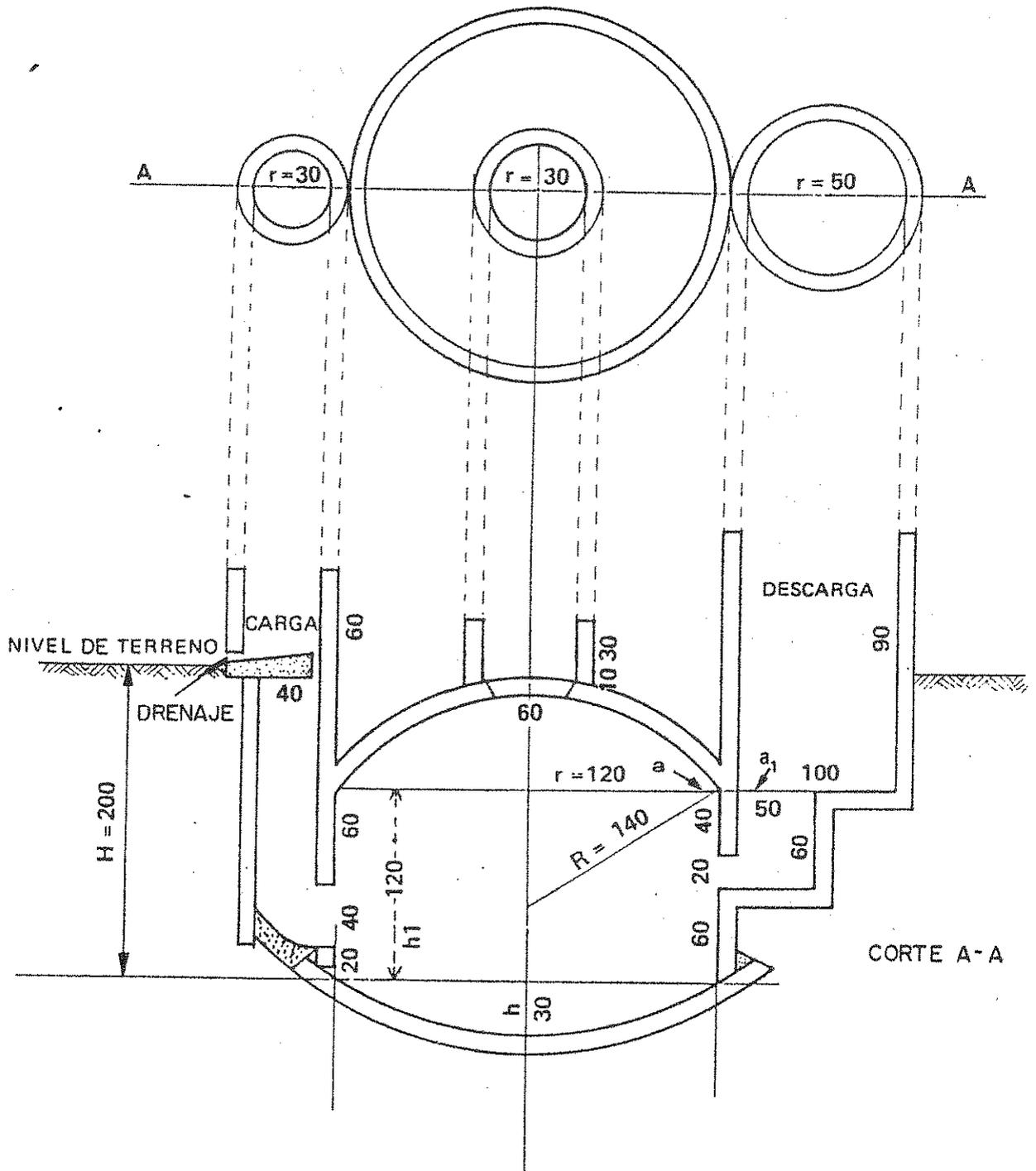
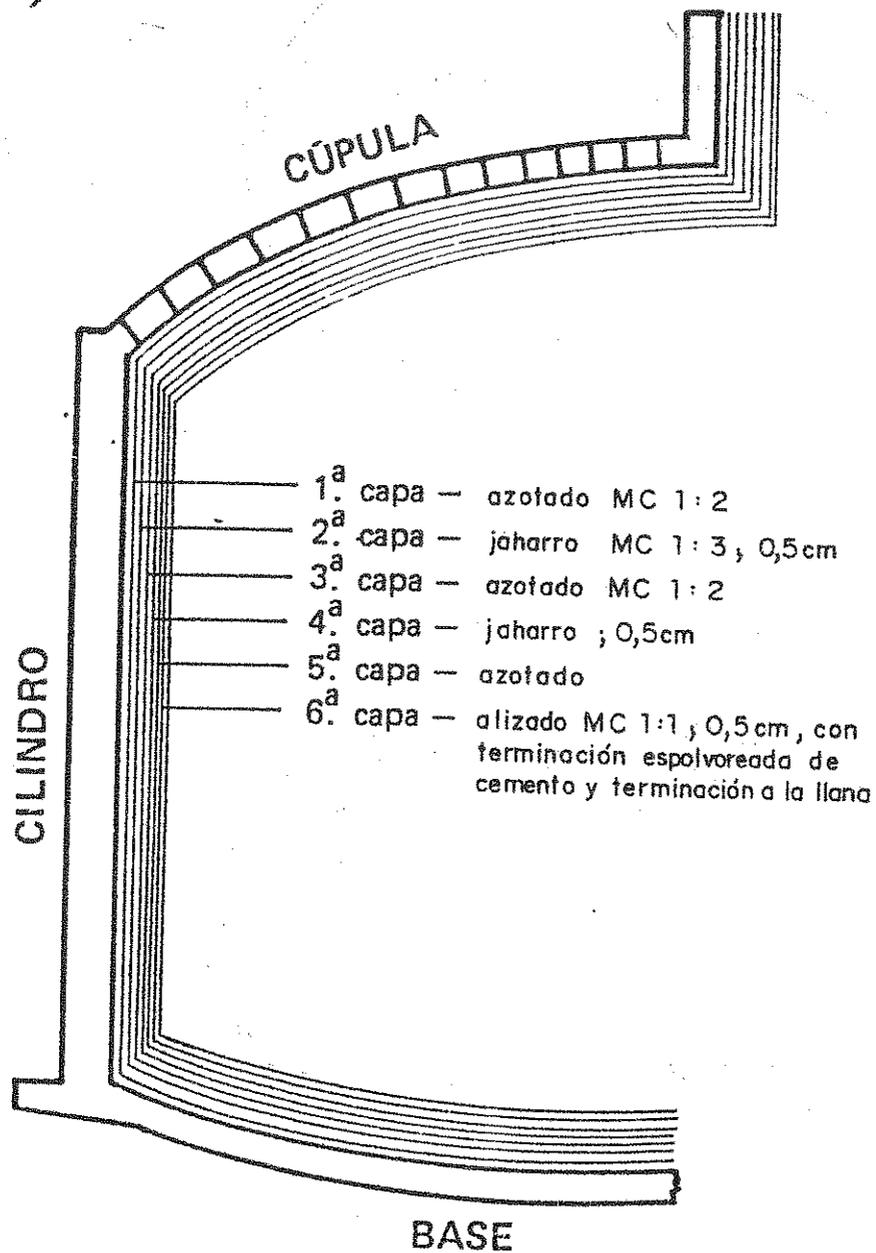


Figura 11.6.12.a

Detalles constructivos de un digester de techo fijo
(Tipo Chino) de 7.9 m³

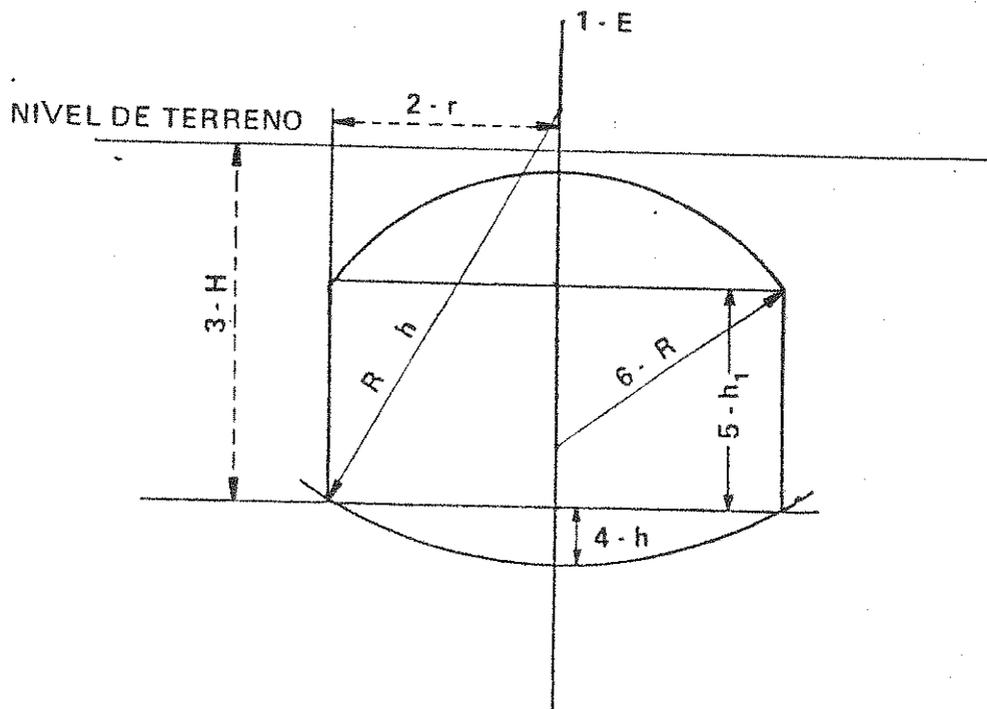


Figuras 11.6.12.b

Recubrimiento interno del digester de
 techo fijo (Tipo Chino)

ETAPAS

- 1 - E - Estaca central
- 2 - r - Radio interno del cilindro
- 3 - H - Profundidad de excavación
- 4 - h - Profundidad de excavación del piso
- 5 - h_1 - Altura de la pared del pozo
- 6 - R - Radio de curvatura de la cúpula (techo)



Figuras 11.6.12.C

Secuencia constructiva de un digestor de techo fijo
(Tipo Chino) de 7.9 m³

11.6.6.2.- Reactor Anaeróbico

En una zona del país donde las temperaturas medias mensuales del aire alcanzan un mínimo de 14°C en el mes de julio, se desea predimensionar un reactor anaeróbico para el tratamiento de líquido cloacal doméstico de una población de 5.000 habitantes. El efluente tratado será utilizado para riego.

Datos:

Población = 5.000 habitantes

Dotación = 250 L/hab.d

Retorno = 0,8

Características del agua residual:

DBO = 160 mg/L

DQO = 300 mg/L

Sólidos sedim. 2 hs = 3,5 ml/L

Sólidos susp. totales = 140 mg/L

Sólidos susp. volátiles = 100 mg/L

Coliformes totales = $1,2 * 10^8 / 100 \text{ ml}$

Coliformes fecales = $4,6 * 10^7 / 100 \text{ ml}$

Solución:

a) Caudal medio diario a tratar (Q):

$$Q = 250 \text{ L/hab.d} * 0,8 * 5.000 \text{ hab.} * 1 \text{ m}^3 / 1000 \text{ L}$$

$$Q = 1.000 \text{ m}^3 / \text{d}$$

b) Sección del reactor (A):

Se adopta una velocidad media en el cuerpo del reactor de 0,5 m/h, por lo tanto, el área de la sección del reactor será:

$$A = Q / v$$

Donde:

v = velocidad media en el cuerpo del reactor.

$$A = 1.000 \text{ (m}^3/\text{d)} * 1/24 \text{ (d/h)} / 0,5 \text{ (m/h)} = 83,3 \text{ m}^2$$

Si se adopta un reactor de planta rectangular de 6m de ancho por 14 m de largo, queda:

$$A = 84 \text{ m}^2$$

c) Volumen del reactor (V):

Se adopta un tiempo de permanencia hidráulica (θ_H) medio de 10 horas.

$$V = Q * \Theta_H = 1000 \text{ (m}^3/\text{d)} * 10 \text{ (h)} * 1/24 \text{ (d/h)} = 416,6 \text{ m}^3$$

$$V = 420 \text{ m}^3$$

d) Altura del reactor (H):

$$H = V / A = 420 \text{ (m}^3) / 84 \text{ m}^2$$

$$H = 5 \text{ m}$$

e) Número de orificios de entrada (N):

Se adopta $c = 1,5 \text{ m}^2$ / orificio de sección del reactor:

$$N = A / c = 84 \text{ m}^2 / 1,5 \text{ m}^2/\text{orificio}$$

$$N = 56 \text{ orificios}$$

f) Sección del sedimentador interno (A_S):

Se adopta una carga hidráulica superficial de $0,7 \text{ m}^3/\text{m}^2*\text{h}$ para el caudal medio.

$$A = Q / C_{HS} = 1000 \text{ (m}^3/\text{d)} * 1/24 \text{ (d/h)} / 0,7 \text{ (m}^3/\text{m}^2*\text{h)}$$

$$A = 60 \text{ m}^2$$

g) Estimación de la producción de biogas:

Considerando una productividad de biogas de $0,1 \text{ m}^3$ por Kg de DQO aplicada:

$$\text{Prod. biogas} = 0,3 \text{ (KgDQO/m}^3) * 1000 \text{ (m}^3/\text{d)} * 0,1 \text{ (m}^3/\text{KgDQO)}$$

$$\text{Producción de biogas} = 30 \text{ m}^3 \text{ CNPT/d} \quad (70\% \text{ aprox. de CH}_4)$$

h) Estimación de la acumulación de barro:

Tomando una tasa de acumulación de barro de $0,2 \text{ Kg}$ de sólidos totales por Kg de DQO aplicada:

$$\text{Acum. barro} = 0,3 \text{ (KgDQO/m}^3) * 1000 \text{ (m}^3/\text{d)} * 0,2 \text{ (KgST/KgDQO)}$$

$$\text{Acumulación de barro} = 60 \text{ KgST/d} \quad (\text{base seca})$$

i) Forma y materiales elegidos para el reactor:

Se adopta planta de forma rectangular de 6 m de ancho por 14 m de largo. Se elige construir la estructura en hormigón protegido con pintura epoxi bituminosa y las campanas captadoras de gas en plástico reforzado con fibra de vidrio. Todas las cañerías alojadas en el interior de la unidad son de PVC.

j) Tratamiento preliminar:

La instalación deberá contar como mínimo con: rejas gruesas, rejas finas y desarenador. Además, si se prevé la presencia de algún efluente industrial que aporte grasas o fibras en cantidad podría incluirse un desengrasador y/o un tamiz estático o rotativo. La deshidratación del barro extraído se hará en playas de secado convencionales.

k) Post-tratamiento:

Dado que el uso del efluente tratado será el riego, se elige una laguna facultativa como post-tratamiento para que fundamentalmente mejore su calidad bacteriológica y a la vez otorgue una cierta capacidad pulmón al sistema. Los parámetros de diseño se estiman en base a los siguientes criterios:

Eficiencia esperada del reactor:

70% para DBO

60% para DQO

70% para SST

90% para coliformes totales y fecales.

Concentraciones medias esperadas en el efluente del reactor anaeróbico:

$$\text{DBO} = 160 \text{ mg/L} * 0,3 = 48 \text{ mg/L}$$

$$\text{DQO} = 300 \text{ mg/L} * 0,4 = 120 \text{ mg/L}$$

$$\text{SST} = 140 \text{ mg/L} * 0,3 = 42 \text{ mg/L}$$

$$\text{Coliformes tot.} = (1,2 * 10^8 / 100 \text{ ml}) * 0,9 = 1,1 * 10^7 / 100 \text{ ml}$$

$$\text{Coliformes fec.} = (4,6 * 10^7 / 100 \text{ ml}) * 0,9 = 4,1 * 10^6 / 100 \text{ ml}$$

11.7.- LECHOS PERCOLADORES

11.7.1.- Generalidades

Los lechos percoladores, también denominados filtros biológicos en gran parte de la bibliografía existente (no se desarrollan en el lecho los procesos que se producen en un manto filtrante de agua potable), tiene la función de degradar biológicamente los contaminantes presentes en el líquido afluente, tanto en solución como en suspensión coloidal.

Consta básicamente de un manto soporte de piedras partidas o material sintético (plásticos) y de un sistema de distribución sobre la superficie del lecho. Como elementos complementarios se menciona el mástil sostén de los brazos giratorios, la columna central de ingreso, el fondo soporte del manto que constituye el sistema de drenaje y ventilación del lecho.

Entre las ventajas de este proceso se mencionan:

- Simplicidad de construcción y operación que no exige personal muy calificado.
- En general, no requiere energía eléctrica.
- Puede ser un buen tratamiento intermedio.

En cuanto a las desventajas se tiene:

- El efluente final, dada la relativamente baja eficiencia del sistema, puede no cumplir con los requisitos exigidos para el vuelco de algunos cursos receptores.
- Normalmente, en una instalación con lechos percoladores hay una gran pérdida de carga, una diferencia de cotas importantes entre el sedimentador primario y el secundario.
- Este último implica en muchos casos un elevado costo de construcción.
- Se requiere un diseño cuidadoso.

En los barros activados la biomasa está suspendida en el líquido a procesar. En cambio en los lechos biológicos, la biomasa está adherida al material del reactor que conforma el manto. Esa biomasa gelatinosa se denomina "zooglea" (figura 11.7.1).

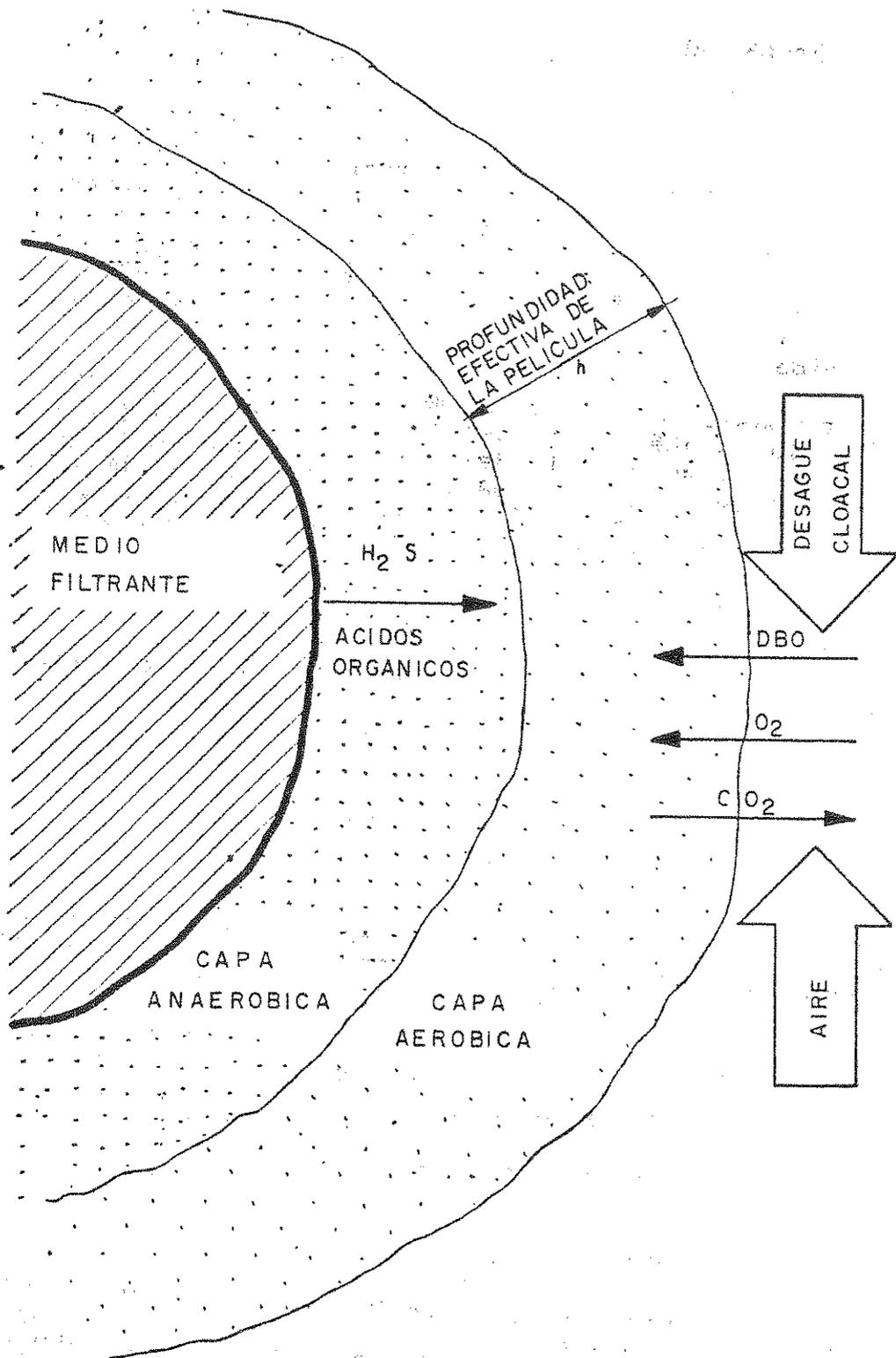


Figura 11.7.1

11.7.2.- Aplicación de los Lechos Percoladores

Corresponde al tratamiento secundario de un líquido cloacal doméstico o mezclado con residuos industriales orgánicos, aptos para ser estabilizados biológicamente (que no presentes inhibidores del proceso).

Soportan sobrecargas hidráulicas y orgánicas, pero con detrimento de su eficiencia, y por lo tanto con efluentes de menor calidad.

En el diseño, se considera como una única unidad de tratamiento al conjunto formado por los lechos percoladores y los sedimentadores secundarios, en forma similar a los lodos activados.

Los filtros biológicos requieren sedimentación primaria y digestión separada de los lodos obtenidos tanto en el sedimentador primario como secundario (en los tanques IMHOFF se produce simultáneamente sedimentación y digestión anaerobia). La sedimentación primaria permite tener un líquido afluente al lecho con menor concentración orgánica y sólidos en suspensión finamente divididos. En otros procesos, en especial, en algunas variantes de los lodos activados, como es la aeración extendida, se prescinde de la sedimentación primaria y no se requiere digestión anaerobia.

11.7.3.- Clasificación de los Lechos Biológicos

Los filtros percoladores se clasifican según su carga hidráulica, su carga orgánica y la recirculación.

La carga hidráulica C_h , es el volumen total de líquido, incluyendo la recirculación, que es aplicado en el lecho biológico por día y por unidad de área. Se expresa en $m^3/m^2.d$ ($GPD/pie^2 =$ galones por día por pie^2 en medidas inglesas).

La carga orgánica C_v es el peso de DBO_5 aplicado diariamente por unidad de volumen de lecho. Se expresa en $Kg DBO/d.m^3$ (libras/ pie^3 -día).

La recirculación es el retorno de una parte del líquido que ha pasado por el lecho. Se designa en general con $Q_r =$ caudal recirculado. Se expresa como relación de recirculación a $r = Q_r/Q_{med}$, siendo, $Q_{med} =$ caudal medio afluente a tratar.

La diferencia fundamental con los lodos activados se relaciona con la naturaleza del caudal recirculado.

En los lechos percoladores se recircula líquido para mantener en primer lugar las condiciones hidráulicas del flujo en el lecho (evita la posibilidad de la intermitencia especialmente en horas nocturnas) y para hacer pasar más de

una vez la carga orgánica sobre el manto y aumentar la eficiencia del tratamiento. En cambio en los lodos activados la recirculación de lodos permite mantener en el reactor la concentración de la biomasa requerida en el proceso.

Una clasificación de los lechos percoladores en base a sus parámetros de diseño, puede ser la siguiente:

- Lechos de baja carga o de baja velocidad

$$C_v = 0,08 \text{ a } 0,40 \text{ Kg DBO/m}^3 \cdot \text{d} \text{ (5 a 25 libras/d - 1000 pie}^3\text{)}$$

$$C_h = 1 \text{ a } 4 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d} \text{ (25 a 100 gal/d.pie}^2\text{)}$$

- Lechos de alta carga o de alta velocidad

$$C_v = 0,40 \text{ a } 4,80 \text{ Kg DBO/d.m}^3 \text{ (25 a 300 libras/d - 1000 pie}^3\text{)}$$

$$C_h = 8 \text{ a } 40 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d} \text{ (200 a 1000 gal/d- pie}^2\text{)}$$

Los valores de C_v fueron determinados en países con alta dotación de agua potable.

Para:

$$d = 200 \text{ l/hab.d}$$

$$S_o = 60 \text{ gr/hab.d} = \text{carga orgánica diaria per cápita y}$$

$$H = 1,80 \text{ m} = \text{altura del lecho percolador}$$

se tienen valores más reales;

$$C_v = 0,167 \text{ a } 0,667 \text{ Kg DBO/m}^3 \cdot \text{d} \text{ para los de baja carga}$$

$$C_v = 1,333 \text{ a } 6,667 \text{ Kg DBO/m}^3 \cdot \text{d} \text{ para los de alta carga}$$

Otra clasificación a tener en cuenta para adoptar parámetros de diseño es la siguiente:

- Lechos de baja carga

$$C_v = 0,100 \text{ a } 0,300 \text{ Kg DBO/m}^3 \cdot \text{d}$$

$$C_h = 0,90 \text{ a } 3,80 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

$$H = 1,50 \text{ a } 3,00 \text{ m}$$

$$r = 0$$

- Lechos desbastado (Roughing filters, filtros de desbastado)

$$C_v = \text{mas de } 1,8 \text{ Kg DBO/m}^3 \cdot \text{d}$$

$$C_h = 3,80 \text{ a } 9,00 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

H = a determinar en cada caso en base a las cargas aplicadas

r = 1 a 3 en base a la eficiencia requerida

- Lechos de alta carga, denominados biofiltros

$$C_v = 0,50 \text{ a } 1,00 \text{ Kg DBO/m}^3 \cdot \text{d}$$

$$C_h = 10,00 \text{ a } 30,00 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

H = 0,90 a 2,00 m

r = mayor a 0,8

- Lechos de super alta carga: manto de material plástico

$$C_v = 0,80 \text{ a } 6,00 \text{ Kg DBO/m}^3 \cdot \text{d}$$

$$C_h = 30,00 \text{ a } 200,00 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

H = 3 a 13 m y r = 1 a 4

Según sean las características del líquido cloacal a tratar y de las condiciones de calidad correspondiente al curso receptor, se puede aplicar filtros biológicos en serie a fin de aumentar la eficiencia total del sistema. Esta modalidad es llamada de doble etapa.

11.7.4.- Lechos Percoladores de Baja Carga o Convencionales

En general, se los denomina lechos profundos sin recirculación. La profundidad normal es de 1,80 m variando entre 1,50 m y 3,00 m. Un esquema de este tipo de reactor se encuentra en la figura 11.7.2.

Por las bajas velocidades de percolación se produce nitrificación y en consecuencia mayor eficiencia en reducción orgánica. Además, la profundidad del lecho permite lograr una disminución del amoníaco libre.

La máxima carga orgánica establecida para este tipo de percolador, es aplicable en lechos ubicados en climas calientes ya que la temperatura tiene una directa incidencia en la actividad bacteriana. Una carga $C_v = 0,24 \text{ kg DBO/m}^3 \cdot \text{d}$ es la más empleada en climas templados.

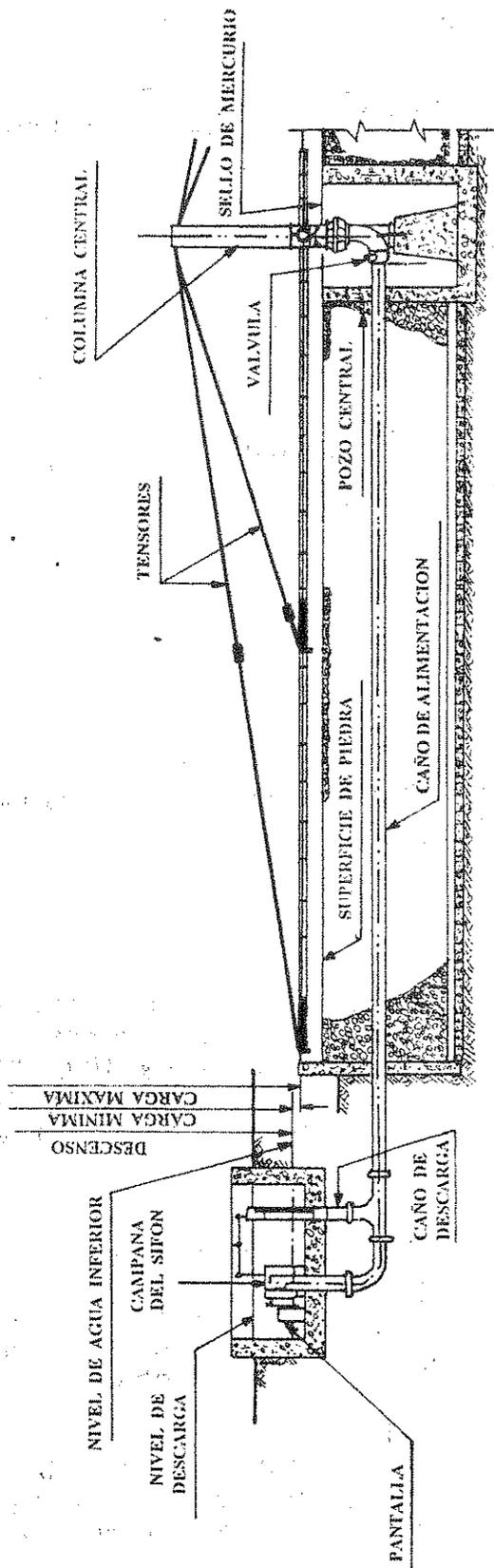


Figura 11.7.2

Lecho Percolador de Baja Carga o Convencional

Cuando el lecho tiene más de 3,00 m hay estratificación en la densidad de microorganismos. En la parte inferior el trabajo biológico es realizado principalmente por bacterias que requieren líquidos más concentrados en DBO por lo que puede pensarse que un gran aumento de la altura no aumentará proporcionalmente la eficiencia.

Se considera que en los lechos de gran altura sin recirculación el proceso que tiene lugar es similar al que se produciría en filtros percoladores superpuestos.

En los primeros años, si el caudal afluente es pequeño, especialmente en horas nocturnas, y no hay caudal suficiente para mover los brazos giratorios puede provocarse septicidad en el lecho. Esto se puede evitar con sifones dosadores que produzcan un caudal intermitente, debiendo funcionar para un $Q = 2 Q_{med}$ en ciclos de 2 a 10 minutos de duración.

11.7.5.- Lechos Percoladores de Alta Carga

Son denominados biofiltros. Al igual que los de baja carga van precedidos de sedimentadores primarios y seguidos por sedimentadores secundarios, pero con instalaciones para la recirculación.

En general, la eficiencia es más baja por ser mínima la nitrificación. Cuando la concentración orgánica es alta o se requiera una eficiencia mayor, se los utiliza como lechos de la primera etapa de percolación o como un proceso previo al de lodos activados. Un esquema de este tipo de reactor se esquematiza en la figura 11.7.3.

Hay una gran variedad de sistemas de lechos de alta capacidad, algunos de ellos fueron patentados. Entre ellos se encuentran los Biofiltros de Jenks, Aerofiltros de Halvorson y los Accelofiltros.

Las características de esos sistemas son:

BIOFILTRO (Figura 11.7.4):

- $C_v = 1,95 \text{ Kg DBO/m}^3 \cdot \text{d}$ = carga volumétrica del lecho
- $C_h = 7,5 \text{ a } 28,0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ = carga hidráulica del lecho
- $H = 0,90 \text{ a } 1,20$ = altura del lecho
- $r = Q_r/Q_{med} > 1$ = relación de recirculación
- Recircula efluente del lecho al sedimentador primario

AEROFILTRO (Figura 11.7.5):

- $C_v = 1,35 \text{ Kg DBO/m}^3 \cdot \text{d}$ = carga volumétrica del lecho
- $C_h = 9,4 \text{ a } 24,4 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ = carga hidráulica del lecho
- $H = 1,50 \text{ a } 2,50 \text{ m}$ = altura del lecho
- $r = Q_r/Q_{\text{med}} < 1$ = relación de recirculación
- Ventilación forzada
- Recircula el efluente del sedimentador secundario al filtro

FILTRO ACCELO (Figura 11.7.6):

- $C_v = 1,04 \text{ a } 1,63 \text{ Kg DBO/m}^3 \cdot \text{d}$
- $C_h = 9,4 \text{ a } 14,0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$
- $H > 1,80 \text{ m}$
- Recirculación cualquiera, sin pasar por el sedimentador

11.7.6.- Lechos de Tratamiento Intermedio (Roughing filter)

Se aplica generalmente en una primera etapa de percolación o antes de un proceso de barros activados, cuando se tienen líquidos con gran demanda de oxígeno, como son algunos desagües industriales. La recirculación del efluente del lecho se deriva al sedimentador primario, y el caudal efluente se extrae antes del ingreso al percolador. (Figura 11.7.7.g).

11.7.7.- Recirculación

En el diseño de los sedimentadores primarios y secundarios hay que sumar al caudal a tratar el correspondiente al caudal de recirculación, según el tipo de biofiltro adoptado. En el sedimentador secundario del sistema de lodos activados, no se tiene en cuenta para su diseño hidráulico el caudal de recirculación, pues al extraerse los barros decantados por las tolvas sólo el flujo efluente pasa por los vertederos de salida.

Entre las ventajas de la recirculación se encuentran:

- Menor altura del manto con la consiguiente disminución de la pérdida de carga y volumen de excavación.
- Tiende a uniformar el régimen hidráulico en el lecho.

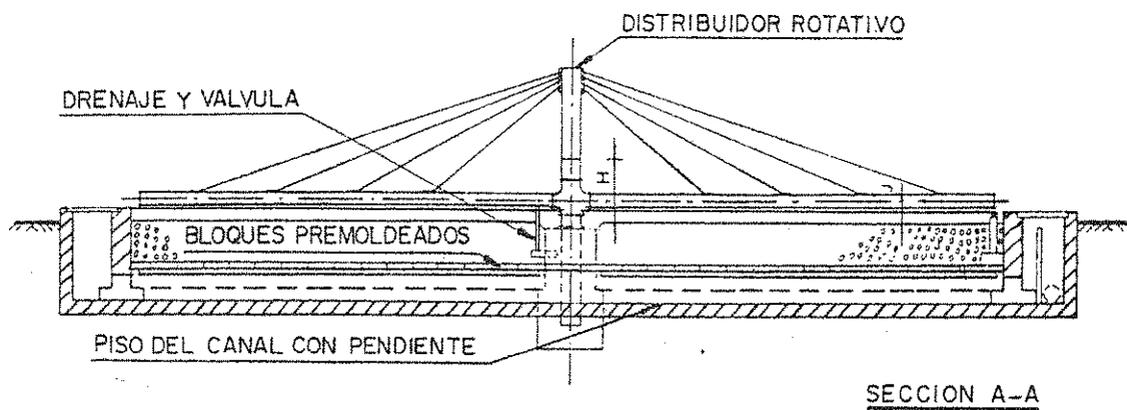
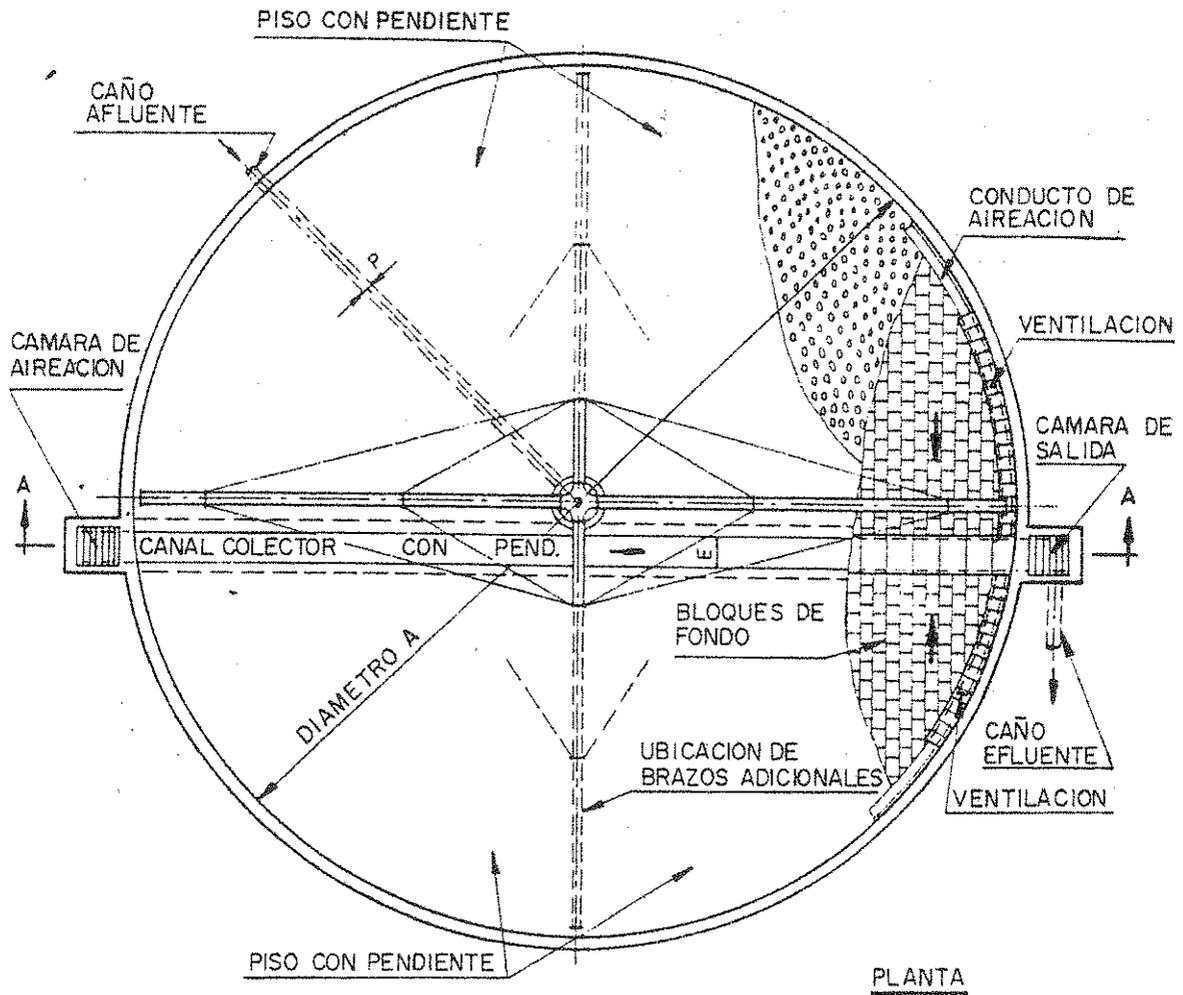


Figura 11.7.3

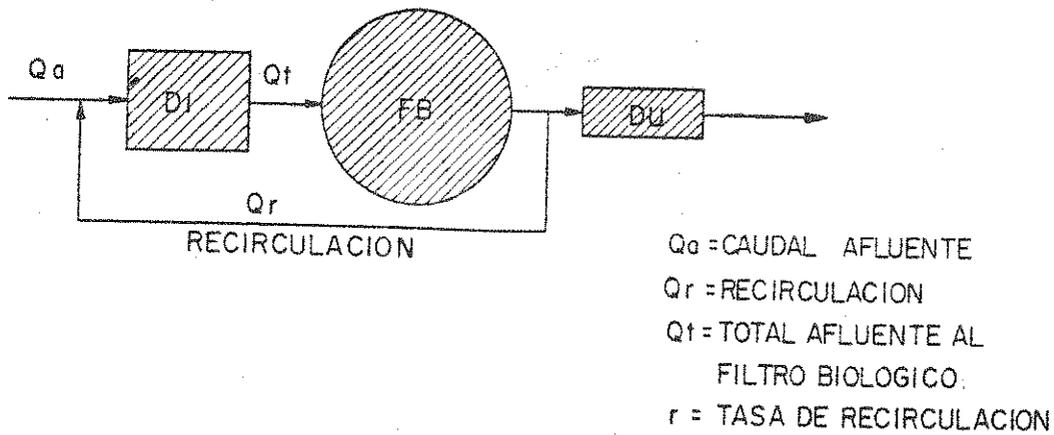


Figura 11.7.4

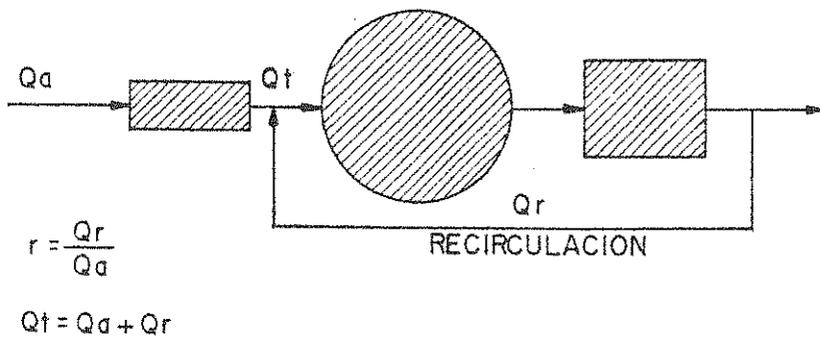


Figura 11.7.5

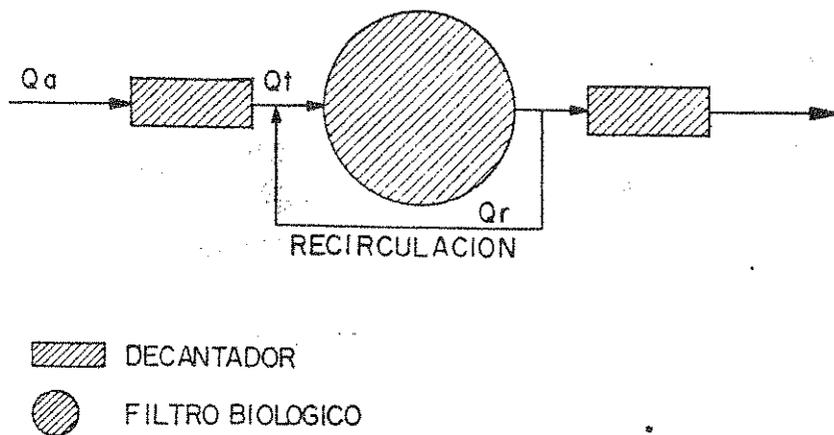


Figura 11.7.6

- Diluye la concentración de la DBO afluente y la posibilidad de que se produzcan malos olores en el sedimentador primario, por su alta concentración de oxígeno disuelto.
- Reduce la proliferación de la mosca "Psychoda" en el lecho.

Entre las desventajas se mencionan:

- Diseño de un sistema de impulsión en algunos tipos.
- Aumento de las dimensiones de las instalaciones por donde escurre el caudal recirculado: sedimentadores, lechos percoladores, sistemas de distribución y conducción, etc.

Un método de cálculo del caudal de recirculación se basan lo establecido por HALVORSON en un artículo aparecido en 1936, en la WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION WPCF (con otra sigla esa época), para que no se atasque o colmate el lecho con el crecimiento excesivo de la biomasa (zooglea). Determinó una carga hidráulica $C_h = q_0 = 0,8 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h} = 19,2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$, necesaria para que no se produzca el atascamiento del lecho. Entonces:

$A_0 = Q_d/q_0 =$ área necesaria de lecho para evitar atascamiento en m^2 , siendo $Q_d =$ caudal de diseño en m^3/d .

$V = L_a/C_v =$ volumen de lecho en m^3 , para $L_a =$ carga orgánica efluente del sedimentador primario, en kgDBO/d y $C_v =$ carga orgánica unitaria en $\text{kg DBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ de lecho.

Normalmente se adopta $C_v = 1,00 \text{ kg DBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ y para mayor eficiencia $C_v = 0,4 \text{ kg DBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$.

Entonces $H_0 = V/A_0 =$ altura o profundidad límite para no tener caudal de recirculación. Si se adopta un valor de H menor, y por lo tanto resulta un área superficial del lecho A mayor, hay que recircular.

Adoptando H (valor inferior a H_0), generalmente entre 1,20 m y 1,80 m (a veces hasta 2,00 m), como valor práctico es:

$A = V / H$ área del lecho

O sea $q = Q_d / A =$ carga hidráulica resultante

De allí:

$\Delta q = q_0 - q =$ diferencia de carga hidráulica a ser suplida con el caudal de recirculación Q_r para evitar que se atasque el lecho.

Entonces:

$Q_r = \Delta q \cdot A$ = caudal de recirculación en m^3/d o en m^3/h

$r = Q_r / Q_d$ = relación de recirculación

En Europa, predominan los lechos percoladores sin recirculación, llegando hasta 7.00 m de altura con relleno convencional. En cambio en EE.UU., las alturas oscilan entre 1,20 y 1,80 m.

La relación de recirculación $r = Q_r / Q$ normalmente varía entre 0,5 y 3,0. Más adelante, se demuestra que para relaciones r mayores a 3,00 no aumenta la eficiencia y son por lo tanto, antieconómicas.

La recirculación puede efectuarse a caudal Q_r constante a relación r constante o también entre dos caudales límites: caudal de pico y mínimo.

En la figura 11.7.7 y figura 11.7.8 se esquematizan distintos sistemas de recirculación, considerando lechos percoladores de una y dos etapas respectivamente.

11.7.8.- Determinación de la Eficiencia

Hay varias ecuaciones empíricas propuestas por diversos investigadores. En general las mismas no simulan todos los fenómenos que se producen dentro del lecho percolador.

Entre las más aplicadas están:

- Fórmulas de la NRC (National Research Council)

$E_1 = 100 / [1 + 0,443 (W / (V * F_1))^{0,5}] =$
= eficiencia en % de la primera etapa del sistema filtro-sedimentador.

$E_2 = 100 / [1 + 0,443 (W' / (V * F_2) / (1 - E_1)^2)^{0,5}] =$
= eficiencia en % del sistema filtro-sedimentador de la segunda etapa.

En donde:

W = Kg DBO del líquido sedimentado en el primario, aplicado diariamente al sistema.

W' = Kg DBO que llega diariamente al filtro de la segunda etapa.

V = volumen útil de cada tanque en m^3

$r = Q_r / Q_{med} = \text{relación de recirculación}$

$F = (1 + r) / (1 + 0,1 * r)^2 = \text{factor de recirculación} = \text{número medio de veces que la materia orgánica pasa por el filtro de cada etapa}$

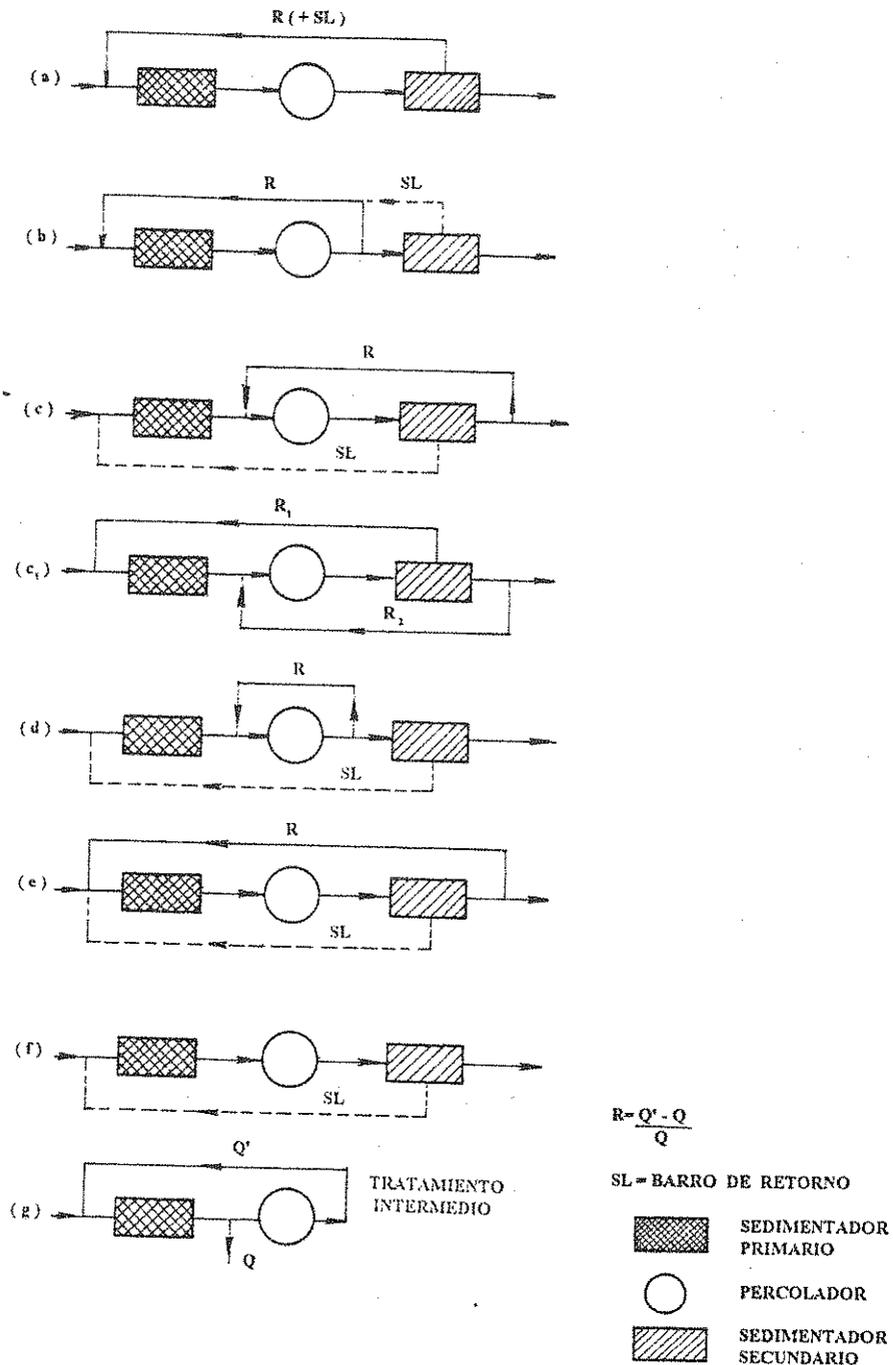
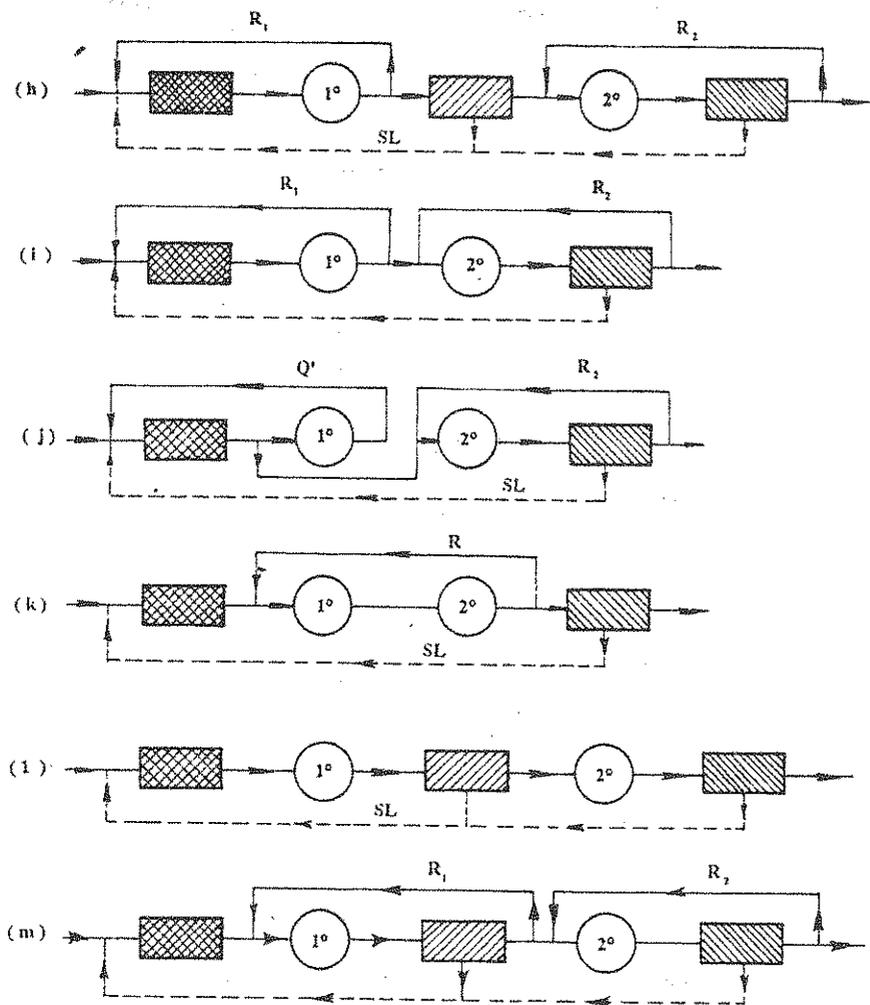


Figura 11.7.7

Diagrama de Recirculación en Plantas de Lechos Percoladores Rápidos de una Etapa



$$R = \frac{Q' - Q}{Q}$$

SL = BARRO DE RETORNO

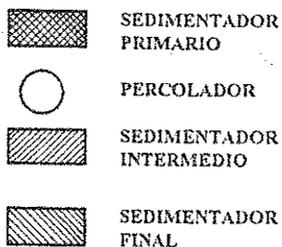


Figura 11.7.8

Diagrama de Recirculación en Plantas de Lechos Percoladores Rápidos de dos Etapas

Así para $r = 3$, $F = 2,37$ y para $r = 8$, $F = 2,77$, o sea que el rendimiento no aumenta con la recirculación. Se entiende que $r = r_1$ corresponde a la primera etapa y $r = r_2$ a la segunda etapa.

La fórmula de la NRC fue determinada con líquidos diferentes a los domésticos. Tampoco correlaciona la carga hidráulica C_h con la carga orgánica C_s , no tiene en cuenta la temperatura $T^\circ\text{C}$ y presupone un sistema con clarificador intermedio entre los filtros de las dos etapas.

Da valores correctos para el cálculo del volumen V y de la eficiencia "E" cuando no hay recirculación, no hay cambios de la temperatura $T^\circ\text{C}$ y se tiene alta concentración orgánica del líquido crudo.

Otro aspecto a considerar es que $E = E_{20} * \theta_{20}^{(T-20)}$ = eficiencia para la temperatura $T^\circ\text{C}$, siendo E = eficiencia determinada con las fórmulas precedentes y $\theta = 1,035$ a $1,041$ = coeficiente de dependencia de la temperatura.

- **Fórmula de RANKINE** (Norma de 10 Estados de EE.UU. - Alto Mississippi)

$Le = La / (2r + 3)$ = DBO del efluente del sistema lecho - sedimentador secundario, en mg/l

La = DBO del afluyente crudo sedimentado en mg/l

r = relación de recirculación = Q_r / Q_{med} .

También se tiene:

$E_1 = (r + 1) / (r + 1,5)$ = eficiencia del lecho de una sola etapa

La norma citada fija que la carga aplicada, incluida recirculación no deberá exceder $C_v = 1,8 \text{ KgDBO/d.m}^3$ de relleno y que la DBO afluyente al lecho, incluida la recirculación, no debe exceder 3 veces la DBO requerida del efluente sedimentado.

- **Fórmula de SCHULZE** (con fundamento teórico)

$Le / La = e^{(-K * \theta * H / q^n)}$ = relación entre: Le (DBO en el efluente) y La (DBO aplicada al filtro biológico después de la mezcla con el líquido recirculado,

Donde:

K = constante de proporcionalidad

n = 0,67 = coeficiente de cálculo

Para líquido sedimentado se adopta K = 0,3

H = altura del lecho en m y q = carga hidráulica en $m^3/m^2.d$

$\theta = 1,035(T-20)$ = coeficiente de dependencia de la temperatura T°C.

11.7.9.- Sistemas de Distribución - Brazos Distribuidores

El líquido afluyente a cada unidad se deriva de una cámara de carga o sifón dosificador hacia la columna central de ingreso y de ésta al sistema de distribución de la lluvia sobre el lecho.

El riego es efectuado por brazos rotatorios (figura 11.7.9) o por picos o toberas fijas. Este último sistema prácticamente no se usa por problemas operativos, debiendo tener sus toberas una distribución en planta que permita una buena aspersión del flujo sobre el lecho percolador (figura 11.7.10).

El riego del lecho se realiza por dos o más brazos. Generalmente los distribuidores de mayor caudal cuentan con cuatro brazos pudiendo trabajar dos para caudales mínimos a los que agregan los dos restantes para caudales de pico.

Los distribuidores rotativos pueden ser de reacción hidráulica, accionados a motor y a turbina hidráulica. Son huecos con boquillas ubicadas en uno de sus costados, de tal manera que no coincidan los radios de giros de los brazos consecutivos y además con caudales de descarga proporcional a cada radio de giro.

Pueden ser de sección circular o rectangular y en general son de sección constante, salvo para grandes diámetros que es decreciente hacia la periferia.

Los brazos horizontalmente deben estar debajo del coronamiento de los muros y entre 0,15 y 0,22 m la superficie del lecho.

Las características y medidas son suministradas por el fabricante, teniendo en cuenta el caudal a distribuir y la relación entre el pico máximo y mínimo, el diámetro del lecho y la carga hidráulica disponible sobre los brazos. Se pueden mencionar algunos parámetros:

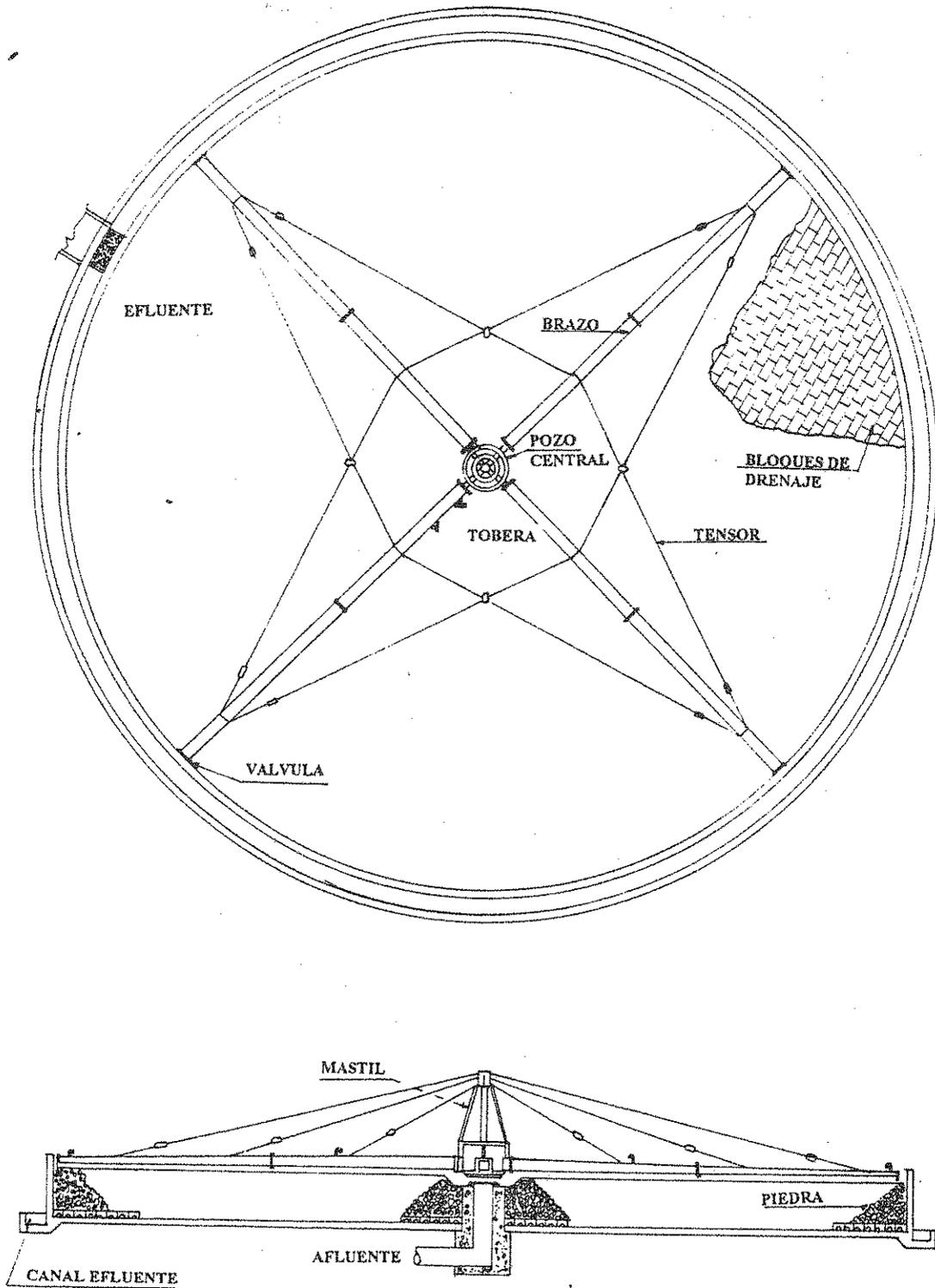


Figura 11.7.9

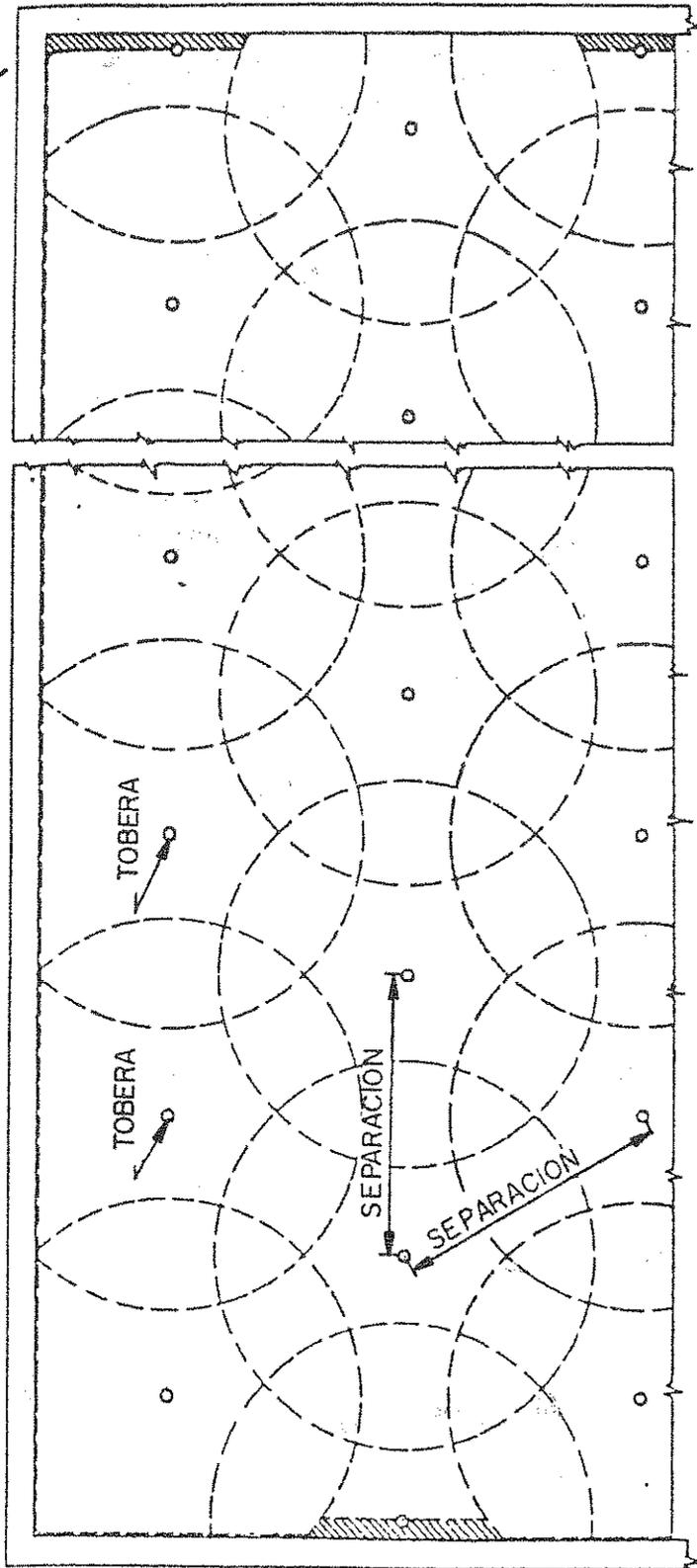


Figura 11.7.10

$D = 6$ a 60 m = diámetro de los brazos = idem del tanque.

$d = 63$ a 150 mm = diámetro de los brazos circulares.

$d_e = 200$ a 400 mm = diámetro equivalente de los brazos rectangulares.

$U = 1,20$ m/s = velocidad periférica aproximada en el extremo de los brazos.

$H_o = 0,45$ a $1,42$ m = carga hidráulica requerida sobre los brazos de distribución para una relación de $Q_{m\acute{a}x} / Q_{m\acute{i}n}$ comprendida entre 1 y 2,75 respectivamente (sin anillo de desborde que hagan funcionar brazos superiores de distribución).

- Columna Central

El diámetro D_c de la columna central de distribución varía en función del diámetro del lecho D , del tipo de brazos y de la magnitud de la relación entre los caudales. Si éste es de 2,5:1 o mayor se acostumbra a ejecutar los brazos con dos compartimientos superpuestos, como se muestra en la figura 11.7.12.

Para el diseño de los distribuidores relativos de reacción hidráulica, que son los más usados (figura 11.7.11) pueden utilizarse los siguientes valores orientativos:

$D = 6$ a 18 m, $D_c = 450$ mm, para brazos de 1 compartimiento
 $D_c = 600$ mm, para brazos de 2 compartimientos

$D = 19$ a 30 m, $D_c = 600$ mm, para brazos de 1 compartimiento
 $D_c = 900$ mm, para brazos de 2 compartimientos

$D = 31$ a 42 m, $D_c = 900$ mm, para brazos de 1 compartimiento
 $D_c = 1200$ mm, para brazos de 2 compartimientos

Los distribuidores son accionados mecánicamente cuando no se dispone de carga hidráulica suficiente, como se indica en la figura 11.7.13.

11.7.10.- Relleno de Lechos Percoladores

- Relleno de Grava

La característica básica a satisfacer es la de presentar una superficie específica elevada (relación entre el área y volumen del material). Además, no debe obstruirse fácilmente, ser resistente al líquido cloacal, sin desintegrarse con el tiempo y de bajo costo.

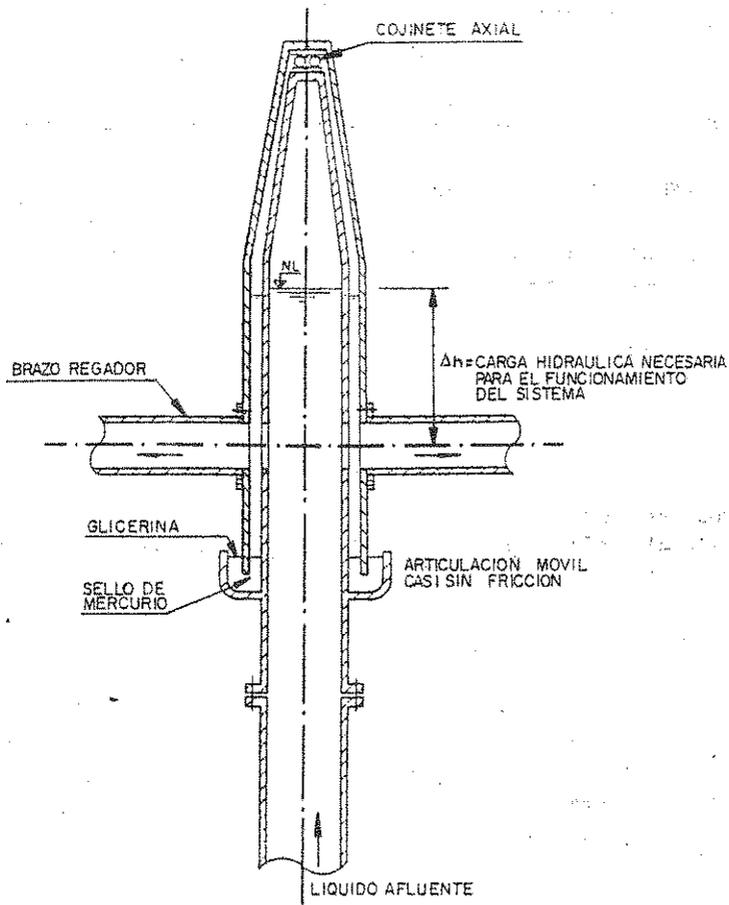


Figura 11.7.11

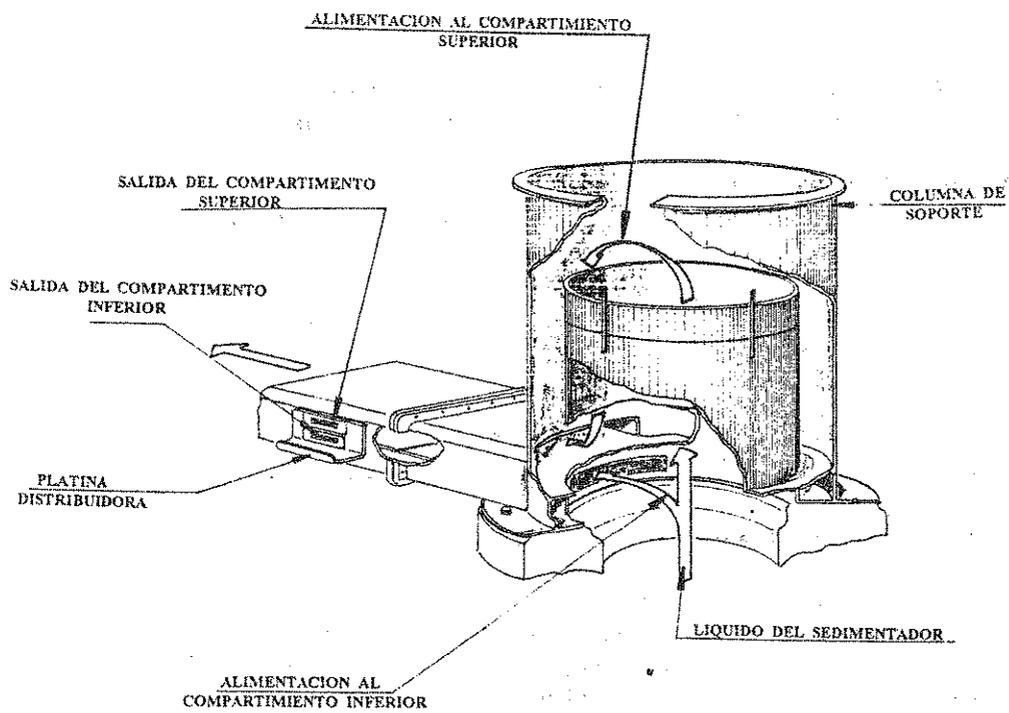


Figura 11.7.12

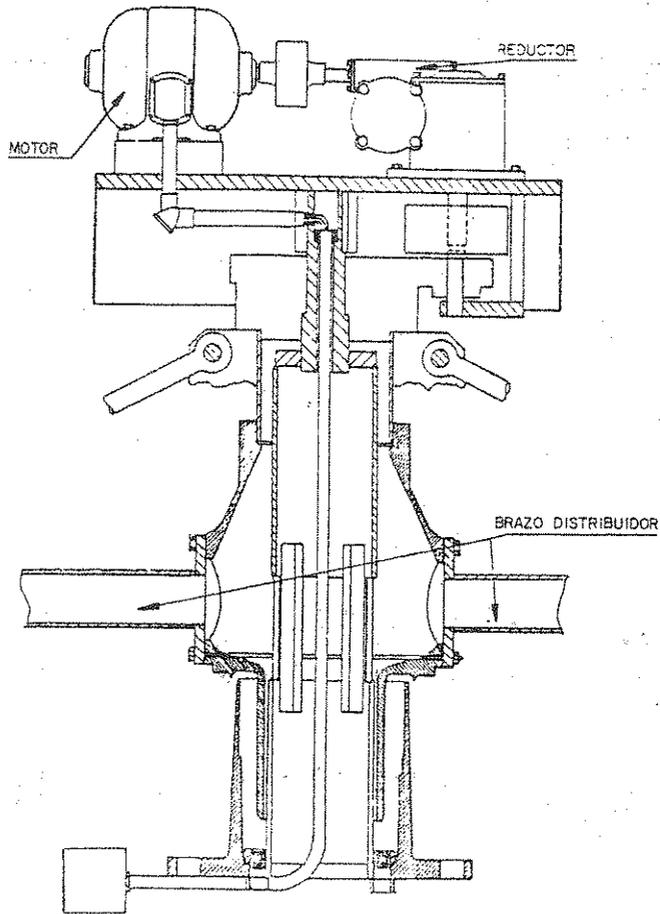


Figura 11.7.13

El lecho está constituido generalmente por grava silícea (natural o triturada), escorias o elementos plásticos especiales, algunos patentados.

Su función es permitir el escurrimiento del líquido, el pasaje del oxígeno requerido y la formación de la biomasa zooglea en la superficie del elemento que forma el manto percolador.

El tamaño del material que constituye el manto puede variar entre 5 y 10 cm, generalmente entre 6 y 8 cm. Tamaños menores tienden a obstruir el lecho, dificultando la ventilación, en cambio en piedras grandes se reduce la superficie específica.

En el manual ASCE 13 - "Materiales Filtrantes para plantas de tratamiento de aguas residuales", se encontrarán especificaciones detalladas del relleno.

- Relleno con material de plástico

Con este material se pueden ejecutar diferentes tipos de mantos, entre otros:

- * Tubos verticales
- * Placas ordenadas o no ordenadas
- * Caño PVC, $d = 80$ mm, divididos con placas internas, formando cuadros de 15 mm de lado y paredes de 1mm. de espesor, de altura $H = 4$ a 6 m.
- * Placas planas o corrugadas de PVC rígido, con separación $e = 4$ a 6 cm.
- * Bloques de 1,20 * 0,60 * 0,60 m, formando módulos con los que se construyen mantos de hasta 3,00 m de altura.
- * Piezas a granel formando manto de hasta $H = 12,00$ m. de altura. Estas piezas tienen formas cilíndricas o tronco-cónicas, de polipropileno o polietileno, con orificios interiores
- * Anillos Pal o Raschig en donde $d = h =$ diámetro = altura de la pieza y camadas de 5 a 6 m de altura. Son arrojados como piedra partida.

Entre las características y parámetros del material plástico, se tienen:

- * Estructura abierta, sin ventilación forzada.
- * Peso para el diseño estructural = peso propio + peso zooglea. El peso propio es 15 veces menor que el de la piedra partida.
- * Alta capacidad C_v (KgDBO/m³.d) por lo que posibilita la remoción de altas cargas orgánicas.
- * Altura del lecho: $H = 3$ a 12 m.
- * $C_h = 40$ a 200m³/m².d = carga hidráulica
- * $C_v = 0,80$ a 6,00 KgDBO/m³.d = carga orgánica
- * $r = 1$ a 4 = relación de recirculación

En estos casos la instalación se calcula con la fórmula de SCHULZE.

$Le / La = e^{(-\theta * k * H / q^n)}$ = relación de la DBO efluente Le y la afluyente La , en mg/l

$\theta = 1,035$ = factor de corrección de la temperatura

$K = 0,088$ y $n = 0,5$ (coeficientes)

$q = C_H =$ carga hidráulica en gal/min-pie²

$H =$ altura del lecho en pies.

11.7.11.- Sistema de Drenaje

Las normas de los Diez Estados (UPPER MISSISSIPPI RIVER BOARD OF PUBLIC HEALT ENGRS.AND GREAT LAKE BOARD OF PUBLIC HEALTH (1954), establecen:

- Para los caudales máximos [$Q_{C20} + Q_r$] el líquido no debe ocupar más del 50% del área de sección vertical transversal de los conductos.
- El área de descarga debería tener no menos del 5% de la superficie del lecho. Como es difícil de cumplir esta condición, se aplica que los drenajes tengan aberturas que sean el 20% de esa superficie del lecho.

El canal central de descarga o múltiple, ubicado generalmente en uno de los diámetros del tanque, recibe el caudal drenado de los bloques que forman el falso fondo y soportan del lecho. La velocidad de escurrimiento varía entre 0,60 y 0,90 m/s para asegurar el transporte de la zooglea desprendida.

Los canales internos de los bloques son semicirculares, en donde el flujo debe cubrir como máximo el tercio de la sección.

Hay una variedad de bloques (en Revista Nº 136-137 de OSN, se tienen algunos tipos). Son premoldeados de hormigón o material vítreo. En la figura 11.7.14 se presenta uno de ellos.

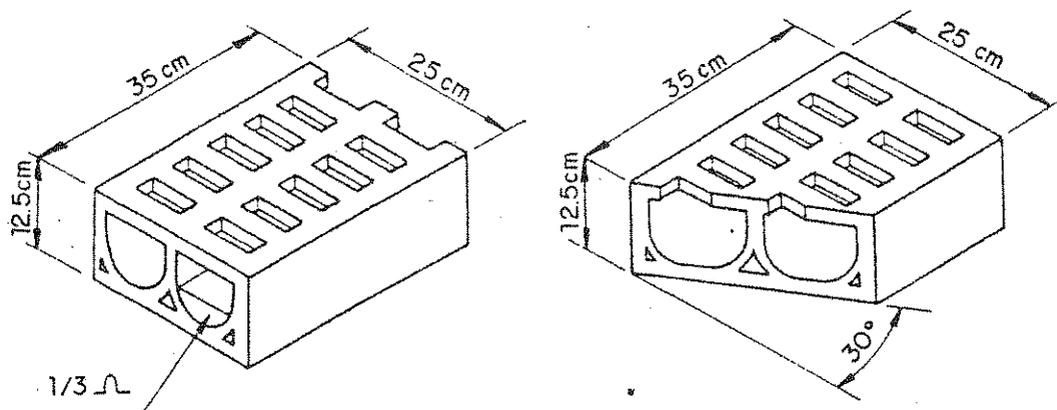


Figura 11.7.14

Los bloques se asientan en la solera del tanque, con pendiente de fondo $i = 0,5$ a $3,0\%$, de la periferia al canal múltiple. La base de los bloques debe estar sobre el nivel líquido máximo en ese canal.

Otro diseño prevé dejar un espacio libre para la ventilación, entre los bloques y la solera del canal.

El canal colector central, se prolonga hasta el sedimentador secundario con escurrimiento a gravedad.

En la figura 11.7.15 se presenta un corte en donde se observa el canal colector con sus losetas de cobertura.

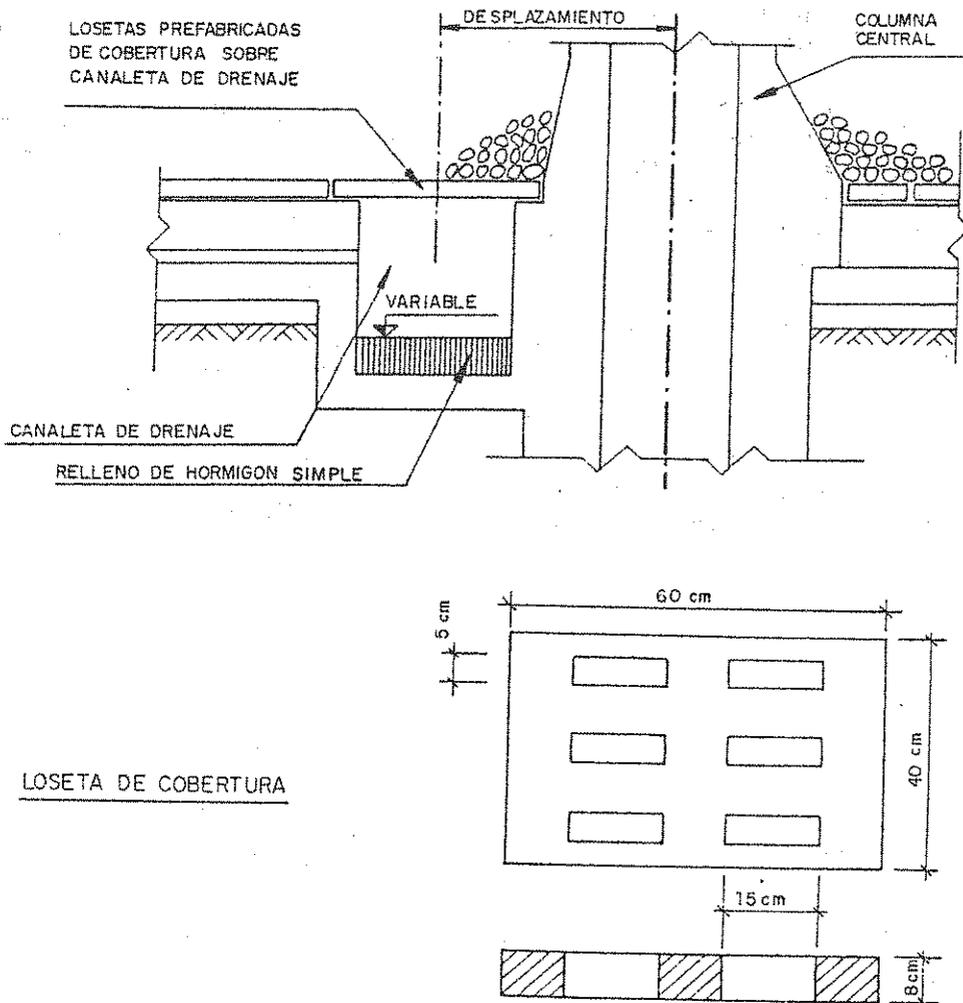


Figura 11.7.15

11.7.12.- Ventilación Natural

El sentido de flujo de aire dentro del manto depende de la temperatura del agua y del aire.

En invierno el aire sube y desciende en verano.

Cuando el fondo del manto está sobre el nivel del terreno o sobre una vereda periférica exterior la ventilación puede realizarse por orificios practicados en el muro perimetral que coinciden con los canales interiores de los bloques o con la cámara inferior del falso fondo. En caso contrario, se deben diseñar chimeneas como prolongación de esos orificios.

Los orificios tienen un diámetro $d = 20$ cm. Su número y separación se calcula; de acuerdo a lo siguiente:

$No * a = No * (\pi * d^2 / 4) = 1\% A$, siendo No = número de orificios

A = área del tanque

$S = \pi * D / No$ = separación c.a.c. entre orificios

11.7.13.- Muros Perimetrales

Generalmente, son de hormigón armado, bloques de prefabricados de hormigón, de mampostería de ladrillos o piedras.

Para pequeñas unidades pueden estar constituidos por taludes naturales, formado por rocas o cascajos, sin ningún mortero para permitir la ventilación.

11.7.14.- Sedimentadores Secundarios

Son semejantes a los correspondientes a los barros activados, salvo la carga hidráulica superficial ya que en algunos tipos se agrega el caudal de recirculación.

Esta unidad de tratamiento se encuentra desarrollada en el numeral 11.4.

11.7.15.- Disposición de Lodos

El lodo que se obtiene en la sedimentación primaria y secundaria se torna rápidamente séptico, por ello deberá recurrirse a su tratamiento posterior, como se expone en el numeral 11.16.- Tratamiento de Lodos.