

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

---

---

**FACULTAD DE QUIMICA**



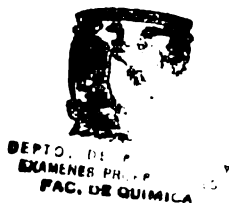
**DISEÑO DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES  
ACEITOSOS DE REFINERIAS**

**TESIS PROFESIONAL**

**EVERARDO CARLOS DE HOYOS PARRA**

**INGENIERO QUIMICO**

**1 9 8 1**





Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

# I N D I C E

	Pág.
1.0. INTRODUCCION	7
2.0. GENERALIDADES	10
2.1. Caracterización y Efectos de los Residuos Líquidos	10
a). Oxígeno Disuelto	11
b). Demanda de oxígeno	12
c). Acidez y Alcalinidad	15
d). Dureza	17
e). Toxicidad	17
f). Color, Turbidez y Sólidos Suspendidos	18
2.2. Caracterización de los Efluentes de Refinerías	20
a). Aceite	21
b). Sulfuros	22
c). Nitrógeno	24
d). Sosa Caústica	25
e). Acido Sulfúrico	25
2.3. Segregación de los Efluentes y redes de Drenaje.	26
a). Drenaje Aceitoso	27
b). Drenaje Químico	27
c). Drenaje Pluvial	28

	Pág.
d). Drenaje Sanitario	28
e). Corrientes Tributarias. Tabla 2.1.	30
<b>3.0. DISEÑO DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO</b>	<b>31</b>
<b>3.1. Descripción del Proceso.</b>	<b>31</b>
a). Tratamiento Primario	31
b). Tratamiento Secundario	38
<b>3.2. Separadores API</b>	<b>41</b>
<b>A). Teoría y Diseño.</b>	<b>41</b>
a). Velocidad Terminal del Aceite	41
b). Area Horizontal	46
c). Area de Flujo	48
d). Profundidad y Ancho	50
<b>B). Construcción</b>	<b>52</b>
a). Sección de Alimentación	53
b). Sección de Separación	55
- Difusores de Flujo	55
- Rastras Colectoras	59
- Desnatadores	59
- Vertedero y Canal de Descarga	62
- Tolvas y Fosas Colectoras de Aceite y Lodos	64
<b>3.3. Separadores de Placas</b>	<b>65</b>
A). Teoría y Diseño	65
B). Construcción	68
a). Paquetes de Láminas Corrugadas	68

	Pág.
b). Fosas de Separación.	69
<b>3.4. Unidades de Flotación</b>	<b>72</b>
A). Teoría de las Emulsiones	74
B). Diseño	77
a). Método del Flujo Total	81
b). Método del Flujo Dividido	83
c). Método del Flujo con Recirculación	84
C). Construcción	84
a). Cámara de Floculación	85
b). Cámara de Flotación	88
- Equipo de Disolución de Aire	91
<b>3.5. Sistema de Lodos Activados.</b>	<b>94</b>
A). Teoría de la Oxidación Biológica	99
B). Aplicación al Proceso de Lodos Activados	105
a). Proceso Convencional	107
b). Proceso de Aereación por Pasos	107
c). Proceso Completamente Mezclado	109
d). Proceso de Estabilización-Contacto.	109
C). Cinética del Proceso	110
D). Modelo Matemático de Remoción de DBO	114
E). Modelo de Producción de Sólidos	120
F). Modelo de Utilización de Oxígeno	123
G). Asentamiento de los Lodos	125
H). Modelo de Transferencia de Oxígeno	131
I). Efecto de la Temperatura	137
J). Modelo de Nutrientes	140
K). Determinaciones Experimentales	141

	Pág.
a). Constante de Remoción de Sustrato	146
b). Parámetros de Utilización de Oxígeno.	146
c). Parámetros de Producción de Lodos	148
d). Coeficientes de Transferencia de Oxígeno	153
e). Velocidad de Asentamiento de los Lodos.	154
L). Limitaciones y Extrapolación de los Resultados Experimentales	154
M). Aplicación al Diseño de Proceso	157
N). Procedimiento de Diseño	166
). Diseño del Clarificador Secundario	173
3.6. Aplicación Práctica al Diseño de los - Sistemas de Tratamiento. Ejemplo.	180
4.0. CONCLUSIONES	210
5.0 BIBLIOGRAFIA	217

## 1.0 INTRODUCCION.

Los sistemas de tratamiento de aguas residuales son en la actualidad una parte integral de las instalaciones industriales. El constante crecimiento de la industria, aparejado al de la población, ha ocasionado que los desechos industriales aunados a los domésticos hayan rebasado la capacidad de autopurificación de los depósitos y corrientes naturales, haciendo necesaria la implantación de normas y legislaciones que restringen la libre descarga de dichos desechos. Adicionalmente, la dificultad existente para satisfacer la creciente demanda de agua para uso doméstico, agrícola e industrial ha obligado a buscar una mejor utilización y aprovechamiento de las aguas haciendo necesario en ocasiones acondicionar las aguas residuales para su reuso inmediato.

Por la naturaleza de sus procesos, las refinerías requieren grandes cantidades de agua y generan al mismo tiempo gran cantidad de desechos. Siendo el aceite el contaminante más frecuente y en mayor cantidad de las aguas residuales de las refinerías, este trabajo tiene como objetivo presentar la descripción y diseño de un sistema de tratamiento de los efluentes aceitosos, consistente en un tratamiento de tipo primario para remoción del aceite libre mediante separación por gravedad seguido por un tratamiento de tipo secundario consistente en oxidación o estabilización biológica del-

aceite remanente a base de lodos activados para reducir el contenido de material orgánico a valores permisibles.

El sistema aquí propuesto pretende servir de guía en la selección y diseño de las unidades de tratamiento. No existe un tratamiento típico de los efluentes de refinerías; las diferencias en composición del petróleo crudo según sea su procedencia, de los procesos y equipos instalados, de productos obtenidos, de sustancias utilizadas en la purificación del petróleo y sus derivados, el tamaño y tipo de instalaciones auxiliares hacen de cada refinería y consecuentemente de sus efluentes una entidad diferente de las demás. Consideraciones de otro tipo como son la calidad deseada de los efluentes finales, condiciones climatológicas, topografía del terreno y recursos financieros intervienen también en la definición y selección del sistema e instalaciones de tratamiento.

El éxito y eficiencia de los sistemas de tratamiento depende en última instancia de la susceptibilidad de los efluentes a ser tratados positivamente. La gran complejidad de composiciones y situaciones que hacen de los efluentes un problema característico de cada planta, hace necesario efectuar siempre que sea posible pruebas exhaustivas a nivel laboratorio o planta piloto con objeto de seleccionar el método e instalaciones de tratamiento más adecuado a cada caso. Como se mencionó anteriormente el sistema objeto de este tra



bajo no es único, existen diferentes y variados métodos de tratamiento pero que por estar fuera del alcance de este trabajo únicamente se mencionan en su oportunidad.

Adicionalmente, las disposiciones legales sobre contaminación son cada vez más estrictas obligando a modificar o -- complementar los sistemas ya instalados y a desarrollar nuevas técnicas de tratamiento con objeto de cumplir con los pa rámetros establecidos. El sistema aquí propuesto en la mayo ría de los casos produce un efluente de calidad dentro de lí mites actualmente en vigencia y posibilita la instalación de un tratamiento adicional tipo terciario que permita una reu tilización inmediata de los efluentes de las refinerías.

## 2.0 GENERALIDADES

### 2.1. Caracterización y Efectos de los Residuos Líquidos

Los efectos de los residuos líquidos sobre la calidad de las aguas receptoras pueden analizarse considerando tres puntos de vista básicos:

- a) **Potabilidad:** Algunos residuos o desechos imparten sabores y olores desagradables a las aguas receptoras y en algunas ocasiones convertirlas en tóxicas para uso humano.
- b) **Vida Acuática:** Los peces y otras formas de vida acuática que constituyen una fuente importante de alimento y de purificación natural de las aguas, pueden ser seriamente afectados por los residuos llegando inclusive a desaparecer si la contaminación es excesiva.
- c) **Estética:** Las aguas contaminadas son a menudo fuente de malos olores y desagradables a la vista, resultando molestas para las personas que viven en los alrededores, llegando en ocasiones a ser focos de enfermedades.

Con objeto de cuantificar los efectos de los contaminantes se ha establecido una serie de parámetros de especial significado para determinar la calidad del agua, como son:

- Oxígeno Disuelto

- \* Demanda de Oxígeno: DBO y DQO
- \* Acidez, Alcalinidad y pH
- \* Dureza
- \* Toxicidad
- \* Turbidez y sólidos suspendidos
- \* Sabor y olor.

La importancia de cada una de estas características depende de diversos factores. Así, un parámetro de primordial importancia en una localidad puede estar relegada a un segundo término en otra.

a).- Oxígeno Disuelto.

Esta es posiblemente la característica más importante en la determinación de la calidad de las aguas. Todos los peces y la mayoría de los microorganismos y plantas acuáticas utilizan el oxígeno disuelto en el agua por lo que es esencial mantener una concentración mínima de oxígeno disuelto que permita su existencia y reproducción. Este valor varía normalmente entre 3 y 5 mg/l.

Los microorganismos presentes en el agua en forma natural utilizan la materia orgánica disuelta como fuente de alimento. En presencia del oxígeno disuelto (Condición Aeróbica) oxidan la materia orgánica reduciéndola a  $CO_2$  y agua obteniendo la energía necesaria para su reproducción y crecimiento. Cuando no se tiene oxígeno disuelto, condi

ción Anaeróbica, la materia orgánica es degradada a metano y compuestos sulfurados los cuales son regularmente tóxicos para la mayoría de los organismos acuáticos además de producir malos olores.

El oxígeno se transfiere al agua generalmente por absorción natural o forzada del oxígeno del aire a través de la superficie en contacto con la atmósfera estableciéndose un equilibrio entre las presiones parciales del oxígeno -- del agua y la del aire, o mediante el proceso de fotosíntesis de las plantas acuáticas.

#### b) Demanda de Oxígeno.-

Cuando una sustancia susceptible de ser oxidada se pone en contacto con agua presenta un cierto grado de avidez por el oxígeno disuelto en el agua para oxidarse a compuestos más estables. La oxidación puede efectuarse biológicamente por microorganismos o mediante reacciones puramente químicas.

La Demanda Biológica de Oxígeno DBO es la cantidad de oxígeno, expresada en mg/l, necesaria para oxidar los materiales orgánicos contenidos en una muestra de residuos líquidos por medio de una población microbiológica heterogénea determinada mediante unas pruebas empíricas<sup>(1)</sup>. Los microorganismos más importantes en la oxidación de la materia orgánica son las bacterias contribuyendo los hongos, -

algas y protozoarios en menor grado.

La Demanda Biológica de Oxígeno es también una medida del carbón orgánico biodegradable presente en el agua. Generalmente se reporta como  $DBO_5$  y es la cantidad de oxígeno consumido durante los primeros cinco días de oxidación-bioquímica. La oxidación total de una muestra toma generalmente más de 20 días y la cantidad de oxígeno consumida se denomina  $DBO$  última.

La determinación de la Demanda Biológica de Oxígeno, bien como  $DBO_5$  ó  $DBO$  última, está sujeta a la acción de diversos factores, varios de los cuales caracterizan en sí la calidad de las aguas como son la presencia y oxidación de compuestos nitrogenados, temperatura, pH, toxicidad y aclimatación del cultivo microbiano. La oxidación de compuestos nitrogenados como aminos y amoníaco a nitratos también contribuye al consumo de oxígeno debiendo incluirse en la demanda total de oxígeno. La temperatura afecta todos los procesos biológicos; la oxidación bioquímica alcanza sus valores más altos alrededor de los 35 °C, sin embargo arriba de los 38 °C el proceso empieza a inhibirse. El procedimiento estándar de prueba se efectúa a 20 °C por lo que para incubaciones a temperaturas diferentes deberán hacerse modificaciones a los resultados obtenidos. El uso de cultivos biológicos no aclimatados es quizá el factor más común que impide obtener resultados correctos. La se-

lección y cantidad de cultivo debe hacerse experimentalmente; la aclimatación se hace en forma gradual exponiendo paulatinamente el cultivo a concentraciones cada vez mayores de la muestra residual, hasta adaptarlo completamente. La presencia de algunos compuestos tóxicos como los fenoles, sulfuros y metales pesados inhiben el proceso de crecimiento biológico aún en bajas concentraciones llegando inclusive al exterminio de los microorganismos.

La Demanda Química de Oxígeno, DQO, es una medida del equivalente de oxígeno a una fracción orgánica susceptible de oxidarse. La prueba de DQO se desarrolló para hacer estimaciones rápidas del contenido de materia orgánica en función del consumo de oxígeno. El método más común utiliza dicromato de potasio como oxidante en presencia de ácido sulfúrico. Generalmente la DBO y la DQO difieren entre sí debido a que algunos compuestos como el benceno y el tolueno que pueden ser degradados biológicamente no responden a las pruebas de DQO. Por el contrario compuestos como los sulfuros, sulfitos y nitratos contribuyen a la DQO pero no son susceptibles de oxidación biológica.

Los residuos orgánicos e inorgánicos susceptibles de ser oxidados consumen el oxígeno disuelto de las aguas receptoras, por lo que es necesario mantener un balance positivo del mismo durante todo el proceso de estabilización, de lo contrario puede consumirse totalmente presentándose-

una condición anaeróbica como se describió anteriormente.

c) Acidez y Alcalinidad.

La acidez de una solución está determinada por la can tidad de una base necesaria para reaccionar con una cantidad unitaria de dicha solución y formar una sal. Los ácidos se clasifican en fuertes y débiles según se disocien completa ó parcialmente en solución produciendo iones hidrógeno. El pH, que se define como el logaritmo decimal -- del inverso de la concentración de iones hidrógeno, es un índice de la acidez o alcalinidad de una solución.

Las aguas naturales regularmente contienen carbonatos y bicarbonatos de calcio y magnesio. Cuando una corriente ácida se descarga en ellas, los carbonatos y bicarbonatos reaccionan y neutralizan la acidez formando sales del ácido en solución. Si la cantidad estequiométrica de ácido es mayor que la de carbonatos y bicarbonatos la acidez de las aguas empieza a aumentar haciéndose corrosivas. Los microorganismos que efectúan los procesos de purificación natural como bacterias, algas y hongos, y aún los peces y plantas acuáticas son seriamente afectados por la acidez de las aguas. La mayor parte de las bacterias que consumen la materia orgánica y que a la vez son fuente de alimento de otras especies no pueden subsistir a un pH menor de 4.5. La acidez también interfiere en el proceso de res piración de los peces; por un lado el CO<sub>2</sub> producto de la -

neutralización de la acidez por los carbonatos y bicarbonatos naturales contribuye a aumentar la presión parcial de dicho gas en el agua y el  $\text{CO}_2$  producto del metabolismo de los peces es liberado a través de las branquias actuando contra dicha presión. Si esta presión parcial del  $\text{CO}_2$  en el agua es alta, la eliminación del  $\text{CO}_2$  de los peces se -- inhibe empezando a acumularse en las membranas branquiales, el proceso de metabolismo se detiene llegando en ocasiones a causar su muerte.

La alcalinidad de una solución está determinada por -- la cantidad de ácido necesaria para reaccionar con una cantidad unitaria de dicha solución para formar una sal. Al igual que los ácidos, las bases se clasifican en fuertes y débiles dependiendo de si en solución se disocian total o parcialmente.

La descarga de residuos alcalinos ocasiona un aumento en el pH de las aguas receptoras. Aunque de efectos menos severos que la acidez, la alcalinidad también afecta la vida acuática. Los microorganismos como bacterias y el plankton generalmente no sobreviven cuando el pH es mayor de -- 9.0. Las membranas branquiales de los peces también son -- sensibles a la alcalinidad; la mucosa protectora que las cubre se irrita o coagula disminuyendo su capacidad de intercambio de oxígeno disuelto a la sangre y de  $\text{CO}_2$  de la -- sangre al agua llegando en ocasiones a causar la muerte --



por asfixia.

d) Dureza.

La dureza de las aguas es de dos tipos: temporal y -- permanente. La dureza temporal es causada por la presencia de carbonatos y bicarbonatos de calcio y magnesio; la dureza permanente es debida principalmente a sulfatos y -- cloruros de calcio y magnesio. Aunque el efecto de la dureza es mfnimo. en la mayoria de las formas de vida acuáticos a menos que la concentración sea excesivamente alta, -- sf disminuye la utilidad de las aguas para usos industriales como generación de vapor, agua de enfriamiento y de -- proceso. La dureza del agua es la causa principal de la -- formación de depósitos en tuberfas y equipos, requiriendo de tratamientos costosos para acondicionarla.

e) Toxicidad.

Algunas sustancias naturales o manufacturadas son no civas a la vida vegetal o animal, bien sea porque ocasionan un deterioro en las condiciones ambientales o en la fisiología de los organismos, llegando inclusive a destruir parcial o totalmente las formas de vida existentes.

La toxicidad es función de la concentración del o los contaminantes, y del tiempo de exposición a su acción. Algunos compuestos resultan ser inofensivos en concentraciones bajas, no así en concentraciones altas. Asimismo, la-

acumulación gradual de contaminantes en los órganos de los seres acuáticos puede llegar a ser letal o producir cambios en el metabolismo, sistema reproductivo u otras funciones vitales. La mayoría de los herbicidas, insecticidas, pesticidas y metales pesados son tóxicos a la flora y fauna incluyendo al hombre.

Los efectos de los compuestos tóxicos sobre los organismos acuáticos, así como las concentraciones límite en que no son nocivos son una función del tipo de agua y del tipo y tamaño de las formas de vida. La toxicidad en un sentido amplio comprende también la acción de los ácidos, álcalis, demanda de oxígeno, alta temperatura, etc. que ocasionan un cambio en detrimento de las condiciones de vida.

#### f) Color, Turbidez y Sólidos Suspendidos.

Los sólidos suspendidos son particularmente diminutas que tienen una velocidad de asentamiento muy pequeña o nula en algunas ocasiones en comparación con partículas mayores -- las cuales sedimentan aún en líquidos fluyendo en algunas ocasiones. Las partículas presentes en las aguas naturales están formadas por microorganismos animales y vegetales como bacterias, hongos y protozoarios, y por arena, tierra y sales minerales producto de la erosión y que son arrastradas por las corrientes. La turbidez es causada -- por partículas finamente divididas que forman una suspen--

sión coloidal, la cual no sedimenta aún en aguas estacionarias.

El asentamiento de los sólidos suspendidos ocasiona una serie de efectos progresivos: (1) Arrastran en su trayectoria parte de los microorganismos del agua y huevecillos depositados sobre las hojas y tallos de las plantas acuáticas; (2) forman un manto lodoso en el fondo de los ríos o lagos, el cual contiene gran cantidad de materia orgánica en descomposición que sirve de morada y alimento a varios microorganismos incluyendo las bacterias; (3) la alta concentración de materia orgánica y microorganismos en los fondos de las aguas produce una demanda grande de oxígeno que deteriora su calidad.

La radiación solar es la fuente primordial de energía de todos los organismos vivos. La luz que penetra en el agua es absorbida durante el proceso de fotosíntesis -- por las plantas clorofílicas como las algas, las cuales -- son fuente de alimento de otras especies mayores, estableciéndose así una cadena alimenticia natural. Los sólidos suspendidos y la turbidez afectan en forma negativa la actividad biológica de las aguas al obstruir el paso de la luz a las capas inferiores ocasionando también una serie de efectos progresivos: (1) la absorción de la luz por -- las plantas acuáticas se confina a la capa superior cercana a la superficie (2). La fotosíntesis se inhibe en las

capas inferiores conforme se reduce el paso de la luz, con la consiguiente reducción en la liberación de oxígeno producto de este proceso, el cual es vital para la vida acuática y la purificación natural de las aguas.

Otro efecto negativo de una concentración alta de sólidos suspendidos y turbidez, es desde el punto de vista estético. La presencia de sólidos en el agua resultan ofensivos a la vista y le restan atractivo recreacional.

## 2.2. Caracterización de los Efluentes de Refinerías.

El petróleo es una mezcla compleja de hidrocarburos, agua, compuestos sulfurados, compuestos de nitrógeno, sales y minerales disueltos. En las refinerías se somete a diferentes operaciones como lavado, desalación, destilación, cracking térmico o catalítico, reformado, alquilación, polimerización, extracción con solventes y tratamientos químicos para obtener las diferentes fracciones y derivados. Durante estos procesos es necesario eliminar el agua e impurezas separadas y las sustancias químicas agotadas que se utilizan como catalizadores o en la purificación de los productos intermedios y finales. Adicionalmente a estas purgas y drenajes de las corrientes de proceso se presentan, como en toda planta en operación, una serie de descargas al sistema de drenaje en cierto grado incontroladas como son fugas y derrames en tuberías, recipientes y equipos, agua de lavados de -

talleres y edificios, agua de lluvia y drenajes sanitarios.

No existe una composición típica de los efluentes de las refineras. Las diferencias en composición del petróleo crudo según su procedencia, en procesos instalados y productos obtenidos, en capacidad y tamaño de las instalaciones de una refinería a otra hacen prácticamente imposible establecer un criterio de composición de efluentes. Sin embargo sí se ha logrado caracterizar una serie de sustancias que constituyen la mayor parte de los residuos y que son comunes a la generalidad de las refineras como son: aceite, ácido sulfhídrico, sulfuros, mercaptanos, fenoles, amoníaco, compuestos nitrosos, ácido sulfúrico y sosa caústica que por sus características pueden ser causa de contaminación.

#### a).- Aceite.

El aceite e hidrocarburos constituyen la mayor forma de contaminación de los efluentes de refineras bien como aceite libre o como aceite disuelto. Sus efectos sobre las aguas receptoras son variados: el aceite libre y emulsionado se adhiere y cubre las branquias de los peces y plantas acuáticas inhibiendo la respiración y fotosíntesis; cubre y destruye las algas y otros microorganismos que son alimento de especies mayores; estos microorganismos cubiertos con aceite precipitan junto con los sólidos sedimentables destruyendo a su vez a organismos y áreas de incubación localizadas en el fondo. El aceite flotante inhibe la aereación-

natural del agua y la penetración de la luz solar; se adhiere al plumaje de las aves acuáticas y da mal aspecto al agua.

Aunque en bajas concentraciones el aceite libre y disuelto no se considera como tóxico sí lo es en concentraciones altas e imparte a las aguas un sabor y olor desagradable. Contribuye a incrementar la demanda de oxígeno de las aguas residuales.

Los sistemas de tratamiento para remoción de aceite de las aguas residuales están formados básicamente por un tratamiento primario, consistente en separación por gravedad del aceite libre, seguido de un tratamiento secundario consistente en una oxidación biológica por microorganismos del aceite remanente, libre y disuelto, utilizándose para tal fin lagunas de estabilización, lagunas de aereación, lagunas con lodos activados y filtros percoladores. En ocasiones el reuso inmediato de las aguas residuales hace necesario someter los efluentes a un tratamiento de tipo terciario como filtración con carbón activado, intercambio iónico u ósmosis inversa.

#### b). Sulfuros.

Los sulfuros en forma de ácido sulfhídrico y mercaptanos constituyen la impureza natural más frecuente en el petróleo crudo. Su presencia es causa de corrosión y mal -

olor tanto en los procesos de refinerías como de sus productos.

Las aguas amargas son purgas de condensado de los procesos conteniendo sulfuros que han sido removidos además de fenoles, amoníaco y otras impurezas que se descargan de tanques acumuladores y separadores de proceso.

Los sulfuros son tóxicos a la mayoría de las especies acuáticas. En concentraciones mayores de 5 mg/l son letales para la mayoría de los peces; en concentraciones de - - 10 mg/l inhiben el crecimiento y destruyen los microorganismos que efectúan la purificación natural del agua. Aún en bajas concentraciones imparten un sabor y olor desagradable al agua. Debido a su alta demanda inmediata de oxígeno puede abatir severamente el oxígeno disuelto de las aguas receptoras y de los sistemas biológicos de tratamiento.

Los fenoles contribuyen significativamente a aumentar la demanda de oxígeno de los efluentes. En altas concentraciones actúa como bactericida; en concentraciones de 1 a 10 mg/l es tóxico para los peces, imparte un mal sabor y olor al agua aún a concentraciones de 0.005 mg/l. Debido a su acción bactericida las descargas por choques a los sistemas de tratamiento biológico disminuye enormemente su eficiencia pudiendo llegar a destruir los cultivos de microorganismos. La concentración máxima permisible en las aguas residuales varía entre 0.001 y 1.0 mg/l.

Debido a su naturaleza contaminante las aguas amargas generalmente reciben un tratamiento por separado de los - - efluentes aceitosos. Los métodos más comunes para remoción y neutralización de los sulfuros y fenoles son agotamiento con vapor y oxidación con Aire, seguido de oxidación biológica.

c). Nitrógeno.

El amoníaco es la forma de nitrógeno más común en el petróleo crudo. Generalmente es removido en las aguas amargas junto con sulfuros y fenoles. Las aminas, que se utilizan en las operaciones de extracción con solventes, es otro compuesto de nitrógeno a menudo presente en los efluentes.

El nitrógeno junto con el fósforo es un nutriente vital para el crecimiento de los microorganismos de las aguas naturales y sistemas biológicos de tratamiento; sin embargo en concentraciones altas produce un crecimiento excesivo de dichos organismos y plantas acuáticas que interfieren con los procesos de oxidación biológica. El amoníaco y las aminas contribuyen a aumentar la demanda total de oxígeno de los efluentes al ser oxidados primero a nitritos y finalmente a nitratos por un tipo específico de bacterias en un proceso denominado nitrificación.

El amoníaco presente en las aguas amargas se remueve comúnmente mediante agotamiento con vapor al igual que los sulfuros y fenoles.



d) Sosa Caústica.

La sosa caústica se utiliza ampliamente en los tratamientos químicos para remover impurezas del petróleo y sus derivados. Generalmente las sosas gastadas que se envían al drenaje contienen sulfuros, mercaptanos, fenoles y amoníaco que incrementan la toxicidad y demanda de oxígeno de los efluentes y producen malos olores.

Los métodos de tratamiento más comunes para disminuir y neutralizar las descargas de sosas gastadas son regeneración con vapor, oxidación con aire y neutralización. La sosa usada para extraer mercaptanos puede regenerarse mediante agotamiento con vapor de los mercaptanos seguido de incineración o recuperación de dichos mercaptanos o mediante oxidación de los mercaptanos a tiosulfatos que pueden ser separados como una fase aceitosa. La neutralización se efectúa comúnmente con gases de combustión de calderas y hornos para formar carbonatos. La neutralización con ácido seguido de agotamiento con vapor para remoción de sulfuros y fenoles es también utilizada.

e). Acido Sulfúrico

Los usos principales del ácido sulfúrico en las refinerías son como reactivo en el tratamiento químico para purificación de aceites y gasolinas y como catalizador en algunos procesos. Su disposición al drenaje incrementa la corrosividad de los efluentes y es causa de la emulsificación

y estabilización del aceite libre. El ácido agotado generalmente se neutraliza con sosa caústica antes de enviarlo al drenaje.

### 2.3 Segregación de los Efluentes y Redes de Drenaje.

Aunque no forman parte de las instalaciones de una planta de tratamiento, las redes colectoras de drenaje constituyen una parte esencial de los sistemas de tratamiento. Para poder estar en condiciones de seleccionar el sistema de tratamiento más adecuado es necesario establecer primero un criterio de caracterización y segregación de los diferentes - efluentes en drenajes independientes según sea su procedencia, tipo y grado de contaminación.

La segregación de los efluentes es de vital importancia en la selección del proceso y determinación de la capacidad de los equipos de tratamiento. Proporciona los siguientes beneficios:

- a). Previene la contaminación de drenajes no contaminados y reduce la capacidad de los equipos de tratamiento al manejarlos por separado y descargarlos a su receptor - sin necesidad de tratamiento.
- b). Previene la formación de compuestos o mezclas indeseables que dificulten o hagan más complicado el proceso de tratamiento.

- c). Ayuda a mantener un régimen de carga más estable hacia las unidades de tratamiento.

Como regla general los efluentes de las refinerías se clasifican y colectan en cuatro sistemas diferentes de drenaje: Drenaje Aceitoso, Drenaje Químico, Drenaje Pluvial y Drenaje Sanitario. En la tabla 2.1 se indican las principales corrientes tributarias de cada uno de los sistemas de drenajes

a).- Drenaje Aceitoso

En este sistema se colectan los efluentes que están sujetos a contaminarse directa o indirectamente con hidrocarburos y compuestos no corrosivos de purgas, drenajes y derrames. Este tipo de drenajes requieren generalmente de un tratamiento primario para separación por gravedad del aceite y sólidos suspendidos seguido de un tratamiento secundario para oxidación de la materia orgánica remanente.

b). Drenaje Químico

En este drenaje se colectan los efluentes fuertemente contaminados con drenajes de proceso o compuestos químicos corrosivos que causan problemas de toxicidad, demanda de oxígeno, malos olores o efectos indeseables en los sistemas de tratamiento de aguas aceitosas como sosa caústica, soluciones de ácido sulfúrico, fenoles, sulfuros, amoníaco, etc. Este tipo de drenajes generalmente requiere de un --

tratamiento especial como es neutralización, agotamiento - con vapor o carbonatación, previamente a su disposición.

c). Drenaje Pluvial

En este drenaje se colectan los efluentes que no han estado en contacto con aceite, hidrocarburos o algún otro contaminante y que por sus características no requieren -- tratarse para su disposición.

d). Drenaje Sanitario

En este drenaje se colectan las aguas negras y de deshechos provenientes de baños, edificios y vestidores. Este tipo de drenajes pueden interferir en el tratamiento de las aguas aceitosas disminuyendo la eficiencia del proceso. Para su disposición se tratan generalmente en fosas sépticas en el interior de la planta o se descargan a la red municipal de aguas negras.

Esta clasificación y división de los efluentes es únicamente una guía para el diseño de los sistemas de drenaje, siendo la segregación final que se haga un diseño específico para cada planta. Depende de diversos factores como son el tipo, capacidad y tamaño de las instalaciones de la refinería, tipo y grado de contaminación de los efluentes, calidad requerida de los efluentes después del tratamiento, condiciones climatológicas y topografía del terreno.

Si bien las redes de drenaje deben diseñarse y construirse para prevenir las fugas y derrames de un tipo de efluente a otro, deben tomarse las provisiones necesarias para en condiciones de emergencia verter los drenajes de un tipo en una red diferente.

Tabla 2.1. Segregación de los Efluentes de Refinerías

<u>Tipo de drenaje</u>	<u>Corrientes o Fuentes Tributarias</u>
(a) Drenaje Aceitoso	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Purgas, drenajes y derrames de tanques de almacenamiento</li> <li>- Fugas en cambiadores, tuberías y sellos de bombas de productos no corrosivos</li> <li>- Fugas y derrames en estaciones de llenado y descarga</li> <li>- Aguas de lavado de talleres y casa de máquinas</li> <li>- Purgas de calderas y torres de enfriamiento</li> <li>- Agua de lluvia colectada en áreas de proceso y tanques de almacenamiento</li> </ul>
(b) Drenaje Químico	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Aguas amargas de purgas y derrames de acumuladores y tanques separadores en áreas de proceso</li> <li>- Purgas de aminas</li> <li>- Purgas de desaladoras</li> <li>- Soluciones gastadas de sosa cáustica y ácido sulfúrico</li> <li>- Aguas de regeneración y enjuague de unidades desmineralizadoras antes de neutralización.</li> <li>- Drenajes de laboratorio</li> </ul>
(c) Drenaje Pluvial	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Agua de lluvia y de lavado de edificios, calles y patios no sujetos a - derrames o salpicaduras de hidrocarburos</li> <li>- Retrolavados de filtros de tratamiento de aguas</li> <li>- Purga de suavizadores y clarificadores libres de lodos</li> <li>- Regeneración y enjuagues de unidades desmineralizadoras después de neutralización</li> </ul>
(d) Drenaje Sanitario	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Aguas de lavado y desechos de baños, edificios y vestidores</li> </ul>

### 3.0 DISEÑO DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO

#### 3.1. Descripción del Proceso

El tratamiento de los efluentes aceitosos de refinerías objeto de este trabajo se efectúa en 2 etapas: a) Un tratamiento tipo primario para separación por gravedad del aceite libre y emulsionado, y b) Un tratamiento secundario consistente en oxidación biológica a base de lodos activados - para estabilización del aceite remanente. En los diagramas de flujo de las figuras 3.1 y 3.2 se indican la secuencia y componentes principales del proceso.

##### a). Tratamiento Primario.

Los efluentes aceitosos de las refinerías se colectan inicialmente en una o más fosas de retención localizadas a la entrada del tratamiento primario. Estas fosas cumplen una doble función:

- 1) Contener los flujos "pico" que pudieran generarse en un momento dado por derrames o lluvia para después alimentarlos a las unidades de tratamiento, disminuyendo el flujo máximo que deberán manejar dichas unidades.
- 2) Homogenizar y dosificar los efluentes a los equipos de tratamiento, manteniendo una alimentación de flujo y composición estable.

# DIAGRAMA DE BLOQUES-TRATAMIENTO DE AGUAS ACEITOSAS DE REFINERIAS

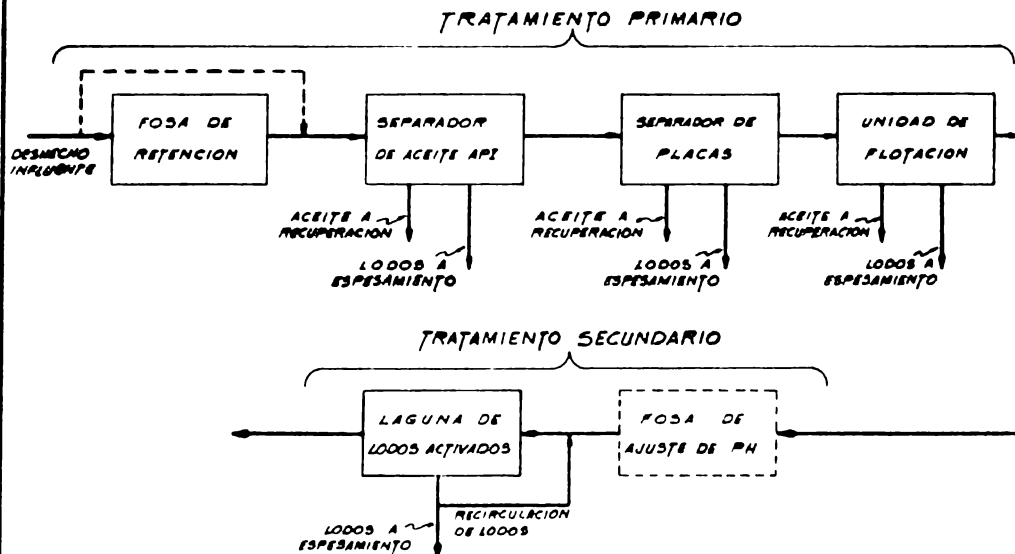


FIG. 3-1





Estas fosas se diseñan comúnmente para contener el volumen máximo descargado durante un día de operación siendo el valor final un diseño particular de cada planta. Las fosas cuentan con compuertas a la entrada y salida para derivar el flujo directamente al tratamiento sin necesidad de almacenarlo cuando no se requiera.

El efluente de las fosas de retención se alimenta a los separadores tipo API, ("American Petroleum Institute"), que constituyen el primer paso del tratamiento primario, para remover el aceite libre. Los separadores API consisten en una fosa o canal rectangular con la alimentación en un extremo y la descarga en el extremo opuesto en el cual se mantiene una velocidad de flujo adecuada para permitir la separación por gravedad aprovechando la diferencias entre el aceite y el agua. Durante su recorrido a través del canal separador las partículas de aceite suspendidas en la corriente se desplazan hacia la superficie formando una película flotante, la cual es removida por medio de colectores mecánicos mientras el líquido clarificado fluye hacia la descarga. Simultáneamente a la separación del aceite los sólidos sedimentables precipitan al fondo de donde también mediante colectores son enviados a una tolva para ser extraídos.

El líquido clarificado se descarga a un canal o tubería de desalajo que lo conduce al siguiente paso del trata-

miento. El aceite y los lodos separados se colectan en cámaras adyacentes al separador previamente a su disposición; el aceite se recircula a las unidades de proceso para recuperarlo y los lodos se envían a una fosa de asentamiento para su disposición final como material de relleno o mediante incineración.

En los separadores API se logra reducir el contenido de aceite libre a valores entre 100 y 150 mg/l.

El siguiente paso del tratamiento primario lo constituye el separador de placas paralelas. El principio de operación es el mismo: las diferencias de densidades entre el aceite y el agua.

Este separador está formado por una serie de láminas corrugadas colocadas una arriba de otra dentro de un bastidor en forma de cajón, abierto en sus dos extremos, con una separación de 1/2 a 1 1/2 pulgadas entre cada una.

El cajón conteniendo las láminas se inserta en una fosa o tanque con una inclinación de 45° respecto a la horizontal. El efluente se alimenta por la tapa superior, fluye hacia abajo por las separaciones entre las placas y descarga por el fondo. Las partículas de aceite, por su menor densidad, se desplazan inicialmente en forma vertical hasta chocar con la placa inmediata superior y después hacia la abertura de entrada superior siguiendo la inclinación de las placas en contraflujo con la corriente del efluente.

La velocidad en el separador debe ser lo suficientemente baja para no interferir con el flujo ascendente de las partí-culas de aceite. Simultáneamente a la separación del acei-te, los sólidos sedimentables precipitan a la placa inmediata inferior y resbalan sobre su superficie hasta la abertu-ra inferior. El aceite separado que sale por la abertura - superior del paquete de placas forma una pellicula flotante- en la sección de entrada de la fosa; el líquido clarificado, que descarga por la abertura del fondo de los paquetes de - placas junto con los sólidos precipitados, ~~derrama~~ sobre un- vertedero a un canal o tubería de evacuación, mientras que- los sólidos se colectan en el fondo de la fosa. El aceite- flotante en la sección de alimentación de la fosa se remue- ve mediante colectores mecánicos enviándolo a un cárcamo de bombeo para su posterior recuperación; los lodos colectados en el fondo de la fosa son extraídos mediante una bomba de- vacío o un tubo eductor para enviarlo a una fosa de espesa- miento para su ulterior disposición como material de relle- no o incineración.

Los separadores de placas paralelas se utilizan conjuntamente con los separadores API como en este diseño o bien- en sustitución de ellos. A su descarga el contenido de - - aceite de los efluentes se logra reducir a valores compren- didos entre 50 y 100 mg/l.

Gran parte del aceite contenido en el efluente descar-

gado de los separadores API y de placas corrugadas se encuentra en forma de emulsión. El aceite se dispersa en el agua en forma de diminutas partículas rodeadas de una película interfacial que impide que se aglomeren y que anula la acción de la fuerza de gravedad no pudiéndose separar en los separadores API ni de placas paralelas. Para poder remover este aceite es necesario romper la emulsión y dejar a las partículas en posibilidad de ser removidas. Para efectuar lo anterior, el efluente de los separadores de placas se alimenta a las Unidades de Flotación que constituyen la última etapa del tratamiento primario. En estas unidades, las emulsiones de aceite se rompen mediante la adición de un agente floculante, generalmente polielectrolitos que desestabilizan la película interfacial y liberan a las partículas de aceite permitiendo que se aglomeren para ser separados por diferencia de densidades similarmente a los separadores API.

Las unidades de flotación consisten básicamente en una fosa rectangular, similar a los separadores API, divididas en 2 secciones. En la primera sección se efectúa la adición del agente floculante que desestabiliza la emulsión liberando a las partículas de aceite a la vez que reacciona con los sólidos disueltos contenidos en la corriente formando flocúlos que precipitan o quedan en suspensión. Enseguida, el efluente con el aceite y sólidos en suspensión pasan a la sección de flotación donde se le inyecta una corriente

de agua a presión, 50 psig aproximadamente, saturada previamente con aire. Al mezclarse con el efluente, la presión se reduce hasta la atmosférica y la solubilidad del aire disminuye liberándose el exceso en forma de pequeñas burbujas que se adhieren a las partículas de aceite y floculos suspendidos, formando conglomerados de menor densidad que flotan sobre la superficie. El aceite y sólidos flotantes se remueven mediante colectores mecánicos y se envían a un cárcamo de bombeo adyacente a la unidad para su posterior disposición. Dado que este aceite arrastra sólidos floculados así como parte de los reactivos químicos utilizados para la floculación comúnmente no se recupera, sino que se colecta junto con los sólidos precipitados y se envían a una fosa de asentamiento para su disposición como material de relleno o incineración. El efluente clarificado se descarga por el extremo final del canal o cámara estando en condiciones de alimentarse a la segunda etapa del tratamiento: el tratamiento secundario. En las unidades de flotación el contenido, de aceite libre se reduce a valores entre 10 y 15 mg/l.

#### b) Tratamiento Secundario.

Si bien a la descarga del tratamiento primario el contenido de aceite libre se ha removido casi en su totalidad, las aguas residuales aún presentan una alta demanda de oxígeno debido principalmente a la presencia de aceite e hidro-

carburos en solución que no es posible remover mediante separación por gravedad. Con objeto de reducir la demanda de oxígeno a valores permisibles, los efluentes del tratamiento primario se someten a un tratamiento de oxidación biológica a base de lodos activados.

En el proceso de lodos activados, el efluente se pone en contacto, bajo condiciones controladas, con un cultivo concentrado de microorganismos previamente seleccionado, - bacterias principalmente, las cuales utilizan los compuestos orgánicos disueltos como fuente de alimento. Durante el proceso, una parte de la materia orgánica del desecho se convierte en nuevos microorganismos y la otra parte es oxidado a productos más estables como bióxido de carbono y agua. En el sistema de lodos activados se logra reducir el contenido de hidrocarburos disueltos de 100-400 mg/l a la descarga del tratamiento primario a niveles tan bajos como 20 mg/l expresados como OBO.

Antes de alimentarse a las unidades del tratamiento biológico el efluente del tratamiento primario se alimenta a una fosa de igualación y ajuste de pH. Es importante hacer notar que esta fosa no es necesaria en todos los casos debiendo instalarse únicamente cuando se tengan variaciones fuertes en la composición y flujo de los efluentes, o que sea necesario ajustar el pH a un valor determinado para una operación satisfactoria de las unidades del tratamiento biológico, normalmente entre 6 y 8.

El primer paso del sistema de lodos activados lo constituye el tanque o fosa de aereación denominado Reactor, en que el efluente del tratamiento primario se pone en contacto con el cultivo bacteriológico efectuándose la reacción de remoción y oxidación de la materia orgánica así como la síntesis de células biológicas nuevas. El oxígeno disuelto necesario para la reacción es suministrado mediante unos aeradores tipo mecánico de superficie que además cumplen la función adicional de mantener la suspensión efluente-microorganismos constantemente mezclada en el interior del tanque de aereación. La concentración de microorganismos mantenida en el tanque de aereación es de 2,000 a 4,000 mg/l.

La suspensión aereada del reactor se alimenta posteriormente a un tanque separador, denominado Clarificador Secundario, en el que se reduce la velocidad del efluente para permitir la sedimentación de los lodos biológicos de la suspensión. El agua residual clarificada derrama por el vertedero del clarificador lista para descargarse a su receptor final, mientras que los lodos biológicos sedimentados se descargan por el fondo. Una porción de los lodos concentrados del fondo del clarificador es recirculada y alimentada al tanque de aereación, junto con el efluente del tratamiento primario, para mantener en su interior la concentración deseada de microorganismos mientras que la porción remanente es purgada del sistema. La concentración de los lodos biológicos del fondo del clarificador varía entre 10,000 y-



15,000 mg/l.

### 3.2. Separadores API

La unidad básica para la separación y remoción del aceite libre de los efluentes de las refinerías es el separador por gravedad denominado Separador API, ilustrado en la figura 3.4, el cual constituye comúnmente la primera etapa del tratamiento primario.

Este separador, desarrollado por el "American Petroleum Institute" de donde recibe su nombre, consiste en una fosa o canal rectangular con la alimentación en un extremo y la descarga en el extremo opuesto. La separación se efectúa aprovechando la diferencia de densidades entre el aceite y el agua y el hecho de que ambos son prácticamente inmiscibles. Por su menor densidad, las partículas de aceite suspendidas en la corriente de agua se desplazan hacia la superficie formando una película flotante la cual es removida por medio de colectores mecánicos. Como todas las unidades de separación por gravedad, los separadores API presentan un medio propicio para el asentamiento de los sólidos sedimentables simultáneamente a la separación del aceite.

#### A). Teoría y Diseño.

##### a). Velocidad Terminal del Aceite.

Cuando se permite a una partícula moverse libremente

en el seno de un líquido, su velocidad ascensional o de sedimentación respecto al fluido se hace constante cuando la resistencia al movimiento o fuerza de fricción, el empuje hacia arriba que experimentan las partículas o fuerza boyante y el peso de la partícula se equilibran entre sí. - Cuando dicha condición se presenta, la partícula alcanza su velocidad terminal. El estado de equilibrio de fuerzas que actúan sobre la partícula se expresa mediante la ecuación 1

$$F_b - W_p = F_f \quad \text{---} \quad (1)$$

siendo:

$F_b$  = Fuerza boyante

$W_p$  = Peso de la partícula

$F_f$  = Fuerza de fricción

La fuerza boyante y el peso de la partícula están dados - por:

$$F_b = V_p P_e g \quad \text{---} \quad (2)$$

y

$$W_p = V_p P_p g \quad \text{---} \quad (3)$$

siendo:

$V_p$  = Volumen de la partícula

$P_e$  = Densidad del líquido

$P_p$  = Densidad de la partícula

$g$  = Aceleración causada por la fuerza de gravedad

La fuerza de fricción de la partícula se define me - -

diante la siguiente ecuación propuesta inicialmente por --  
Newton:

$$F_f = C_d A_p \left( \frac{\rho_e u^2}{2} \right) \text{ ---- (4)}$$

siendo:

$C_d$  = Coeficiente de Arrastre

$A_p$  = Area proyectada de la partícula

$u$  = Velocidad de desplazamiento de la partícula en el líquido

Substituyendo en la ecuación 1 el estado de equili--  
brio se expresa como:

$$\begin{aligned} V_p \rho_e g - V_p \rho_p g &= C_d \rho_e A_p \frac{u_t^2}{2} \\ V_p g (\rho_e - \rho_p) &= C_d \rho_e A_p \frac{u_t^2}{2} \text{ ---- (5)} \end{aligned}$$

Considerando la partícula como una pequeña esfera se--  
tiene:

$$V_p = \frac{\pi}{6} (D_p)^3$$

y

$$A_p = \frac{\pi}{4} (D_p)^2$$

substituyendo en la ecuación (3):

$$\frac{\pi}{6} (D_p)^3 g (\rho_e - \rho_p) = \frac{\pi}{4} (D_p)^2 C_d \rho_e \frac{u_t^2}{2}$$

$$\frac{4}{3} D_p g (\rho_e - \rho_p) = C_d \rho_e u_t^2;$$

de donde la velocidad terminal es:

$$v_t = \left[ \frac{4}{3} \cdot D_p \cdot g \left( \frac{\rho_e - \rho_p}{\rho_e} \right) \right]^{1/2} \quad (6)$$

En el rango de velocidades terminales, implicadas comúnmente para el aceite, se sigue un régimen de flujo laminar pudiéndose aplicar la Ley de Stokes para esferas fluyendo en un medio líquido. El coeficiente de arrastre se relaciona entonces con el número de Reynolds como sigue:

$$C_d = \frac{24}{R_e} = \frac{24}{D_p \frac{v_t \rho_e}{\mu}} = \frac{24 \mu}{D_p v_t \rho_e}$$

Substituyendo en la ecuación (6):

$$v_t = \left[ \frac{4 D_p g (\rho_e - \rho_p)}{3 \left( \frac{24 \mu}{D_p v_t \rho_e} \right) \rho_e} \right]^{1/2}$$

$$v_t = \frac{g}{18\mu} (\rho_e - \rho_p) (D_p)^2 \quad (7)$$

En base a resultados prácticos el API ("American Petroleum Institute") recomienda que en el diseño de los separadores se utilice un diámetro de partícula de 15 micras (0.015 cm) como base de cálculo. Para este diámetro la velocidad terminal queda expresada como:

$$v_t = 0.024 \left( \frac{\rho_e - \rho_p}{\mu} \right) \quad (8)$$

donde:

$V_t$  = Velocidad ascensional de las partículas de aceite, pie/min

$P_e$  y  $P_p$  = Densidad del líquido y de las partículas de aceite,  
lb/pt<sup>3</sup>

$\mu$  = Viscosidad del líquido, poises

La teoría del separador está basada en el hecho de - que cualquier partícula que alcance la superficie antes de que la corriente del líquido abandone el separador podrá ser removida. Para el diseño de los separadores el API recomienda respetar las siguientes dimensiones:

— Un área horizontal mínima  $A_H$  expresada por:

$$A_H = F \left( \frac{Q_m}{U_t} \right) \text{ - - - - - } (9)$$

donde:

$F$  = Factor de Diseño por efecto de turbulencias y formación de cortocircuitos en la corriente del efluente.

$Q_m$  = Flujo del efluente

$U_t$  = Velocidad terminal de las partículas de aceite.

— Un área transversal mínima  $A_s$  expresada por:

$$A_s = \frac{Q_m}{U_H} \text{ - - - - - } (10)$$

siendo

$U_H$  = Velocidad de flujo del efluente en el separador

—Una relación de Profundidad a ancho  $h/A$  igual a 0.3 -  
como mínimo y 0.5 máximo.

$$0.3 \leq \frac{h}{A} \leq 0.5 \text{ - - - - (11)}$$

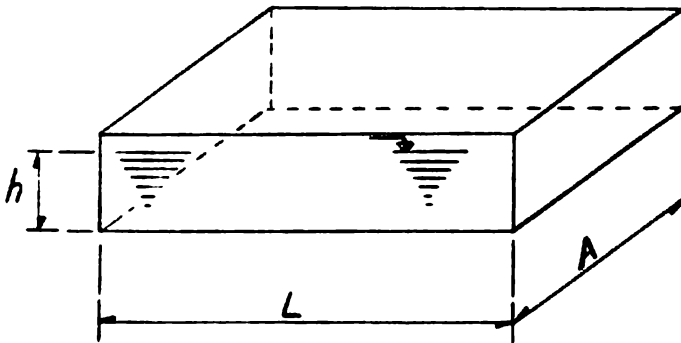
siendo:

$h$  = Profundidad del líquido en el separador

$A$  = Ancho del separador

b). Area Horizontal Mínima  $A_H$ .

Considérese un separador de las dimensiones mostradas  
en la siguiente figura:



Cualquier partícula con una velocidad terminal mayor o igual que la profundidad del líquido  $h$  dividida entre el tiempo de residencia de la corriente en el separador al canzará la superficie aún cuando empiece su ascensión desde el fondo.

$$u_t = \frac{h}{\theta_R}$$

Puesto que

$$\theta_R = \frac{L \cdot A \cdot h}{Q_m}$$

substituyendo:

$$u_t = \frac{h}{\frac{L \cdot A \cdot h}{Q_m}} = \frac{Q_m}{L \cdot A} = \frac{Q_m}{A_H}$$

de donde el área superficial mínima requerida es:

$$A_H = \frac{Q_m}{u_t}$$

De la ecuación anterior se concluye que la separación de las partículas no es función de la profundidad sino solamente del área superficial.

En la práctica es necesario modificar el área superficial por un factor de diseño  $F$ . Este es un factor combinado de otros dos factores: Un factor por formación de turbulencias  $F_t$  y un factor por formación de cortocircuitos  $F_c$ .

El factor por turbulencia  $F_t$  es función del cociente-

de la velocidad del líquido entre la velocidad terminal de las partículas. El API recomienda los siguientes valores de Ft:

$u_H/u_t$	$F_t$
20	1.45
15	1.37
10	1.27
6	1.14
3	1.07

Para el factor por cortocircuitos  $F_c$  el API recomienda utilizar un valor de 1.2. En la gráfica de la figura 3.3 se indican valores recomendados del factor combinado  $F$  en función del cociente  $u_H/u_t$

El área horizontal no se determina directamente, sino que se hace en base a valores de ancho y profundidad recomendables establecidos previamente. Una vez determinada - el área requerida, la longitud del separador se determina a partir de la siguiente ecuación:

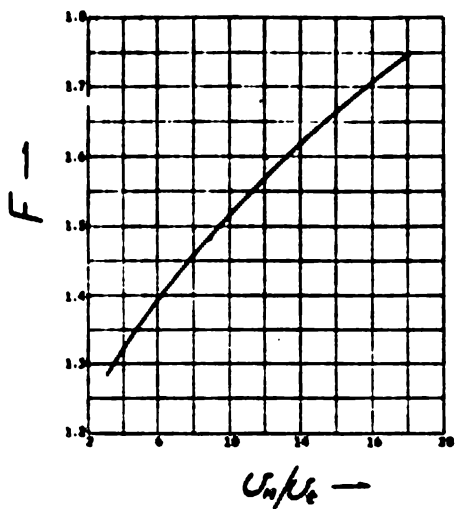
$$A_H = L \times A = F \frac{Q_m}{u_t} = F \frac{u_H A_s}{u_t}$$

$$L = F \left( \frac{u_H}{u_t} \right) \left( \frac{A_s}{A} \right) = F \left( \frac{u_H}{u_t} \right) \left( \frac{A \cdot h}{A} \right) = F \left( \frac{u_H}{u_t} \right) h \quad \dots (12)$$

c). Área Transversal  $A_s$

El propósito de restringir el área seccional a cier--





**FIG. 3.3 VALORES RECOMENDADOS DEL FACTOR COMBINADO POR  
TURBULENCIAS Y CORTO-CIRCUITOS " F "**

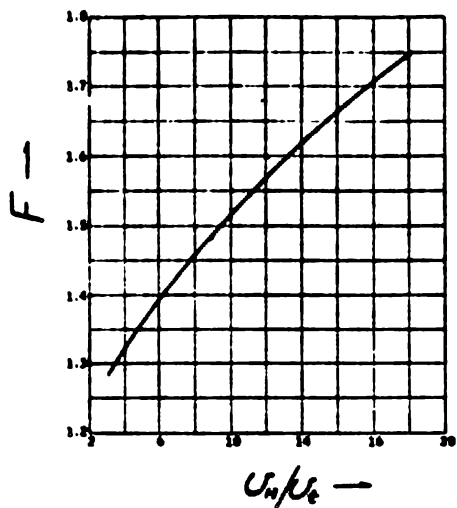


FIG. 3.3 VALORES RECOMENDADOS DEL FACTOR COMBINADO POR  
TURBULENCIAS Y CORTO-CIRCUITOS " F "

tos valores es disminuir la formación de turbulencias que interfieren con la separación del aceite. Como se vió anteriormente los efectos de la turbulencia aumentan directamente con el cociente de velocidades  $u_H / u_c$ . El API recomienda limitar el cociente de velocidades y la velocidad horizontal a los siguientes valores, seleccionando la velocidad horizontal que resulte menor:

$$u_H / u_c = 15$$

y  
siendo:  $u_H = 3$  pies/min

$$A_s = Q_m / u_H$$

#### d). Profundidad y Ancho

Aunque en teoría la separación de las partículas de aceite no depende de la profundidad o tirante del líquido, en la práctica se ha determinado que su efecto empieza a ser significativo cuando el cociente de profundidad a ancho  $h/A$  se hace menor de 0.3; en base a lo anterior el API recomienda limitar dicho cociente a valores entre 0.3 y 0.5.

Para minimizar los efectos de turbulencia causada por rastras y desnatadores que colectan el aceite y sólidos -- precipitados recomienda limitar el ancho a valores entre 6 y 20 pies y la profundidad entre 3 y 8 pies. Los canales se construyen con un claro libre adicional de 2 pies para permitir hacer ajustes durante la operación.

En resumen, los separadores API deberán diseñarse para los siguientes valores:

- Velocidad Horizontal Máxima:  $15 \leq v_t \leq 3$  pies/min la que sea mayor
- Cociente de Profundidad a ancho:  $0.3 \leq h/A \leq 0.5$
- Profundidad:  $3 \text{ pies} \leq h \leq 8 \text{ pies}$
- Ancho:  $6 \text{ pies} \leq A \leq 20 \text{ pies}$

Las condiciones topográficas y limitaciones de espacio pueden restringir aún más las posibles dimensiones del separador o separadores. Bajo circunstancias normales, la instalación más económica será la que tenga el menor número de separadores que se obtiene diseñando para la máxima área transversal de cada canal, que a su vez se obtiene diseñando con  $v_H$  máxima,  $h$  ó  $h/A$  máxima y  $A$  máxima, la que sea limitante. El número de canales separadores requeridos se determina dividiendo el área superficial mínima total requerida para el flujo de diseño entre el área superficial máxima de canal que sea posible tener. Es práctica recomendada instalar un canal adicional a los requeridos - para tener continuidad en la operación en los casos en que se tenga que parar alguno para darle limpieza o mantenimiento.

En los separadores API se logra reducir el contenido de aceite libre hasta aproximadamente 100 - 150 mg/l. Como todas las unidades de separación por gravedad aún el me

El buen diseño y operación de separador producirá buenos o malos resultados si el efluente alimentado no es susceptible de separación por gravedad. Siempre que sea posible se deberán hacer pruebas de laboratorio para determinar la susceptibilidad del efluente a la separación y características que la afectan: densidad y viscosidad del aceite y agua, temperatura, sólidos sedimentables y en suspensión y presencia y formación de emulsiones. Para instalaciones nuevas en que no es posible obtener muestras directamente del efluente a tratar, las propiedades y características deben obtenerse de muestras provenientes de instalaciones que manejen materias primas, procesos y productos similares y en el último de los casos de la literatura disponible. El API ha publicado un procedimiento de pruebas para determinar la susceptibilidad de los efluentes a la separación por gravedad contenidos en su Método 734-53 (2).

#### B). Construcción

El cuerpo de los separadores API consta de dos secciones principales: la sección de alimentación y la sección o canal de separación construidas comúnmente de concreto o de acero. En la figura 3.4 se muestran las secciones principales y los equipos auxiliares para la remoción del aceite y sólidos precipitados que integran a los separadores.

a). Sección de Alimentación.

Su función es disminuir la velocidad de la corriente y distribuirla uniformemente sobre el canal separador. -- Las dimensiones y configuración dependen de la topografía y disponibilidad de terreno pudiendo construirse como una continuación del canal separador o formando ángulo, ser exclusiva para un canal o común a dos o más. El API recomienda utilizar velocidades de flujo comprendidas entre 10 y 20 pies/min. y tiempos de residencia de 1 a 2 minutos.

A la entrada de la sección de alimentación se tiene una zona de transición en que el cambio de dimensiones -- del drenaje, trincheras o tubería, a las del separador se hace en una forma gradual para disminuir la velocidad con un mínimo de turbulencias. En la pared que divide la sección de alimentación del canal separador se instalan compuertas para regular o bloquear el flujo a los separadores. Estas pueden ser fijos o removibles y construídas de acero, plástico o madera.

Generalmente en esta sección una porción del aceite libre ya se encuentra flotando sobre la superficie siendo conveniente removerlo para disminuir la carga a los separadores para lo cual se equipa con mamparas de retención, desnatadores y colectores de aceites y lodos. El tipo y diseño puede ser cualquiera de los descritos más adelante

a). Sección de Alimentación.

Su función es disminuir la velocidad de la corriente y distribuirla uniformemente sobre el canal separador. -- Las dimensiones y configuración dependen de la topografía y disponibilidad de terreno pudiendo construirse como una continuación del canal separador o formando ángulo, ser exclusiva para un canal o común a dos o más. El API recomienda utilizar velocidades de flujo comprendidas entre 10 y 20 pies/min. y tiempos de residencia de 1 a 2 minutos.

A la entrada de la sección de alimentación se tiene una zona de transición en que el cambio de dimensiones -- del drenaje, trincheras o tubería, a las del separador se hace en una forma gradual para disminuir la velocidad con un mínimo de turbulencias. En la pared que divide la sección de alimentación del canal separador se instalan compuertas para regular o bloquear el flujo a los separadores. Estas pueden ser fijas o removibles y construidas de acero, plástico o madera.

Generalmente en esta sección una porción del aceite-libre ya se encuentra flotando sobre la superficie siendo conveniente removerlo para disminuir la carga a los separadores para lo cual se equipa con mamparas de retención, desnatadores y colectores de aceites y lodos. El tipo y diseño puede ser cualquiera de los descritos más adelante

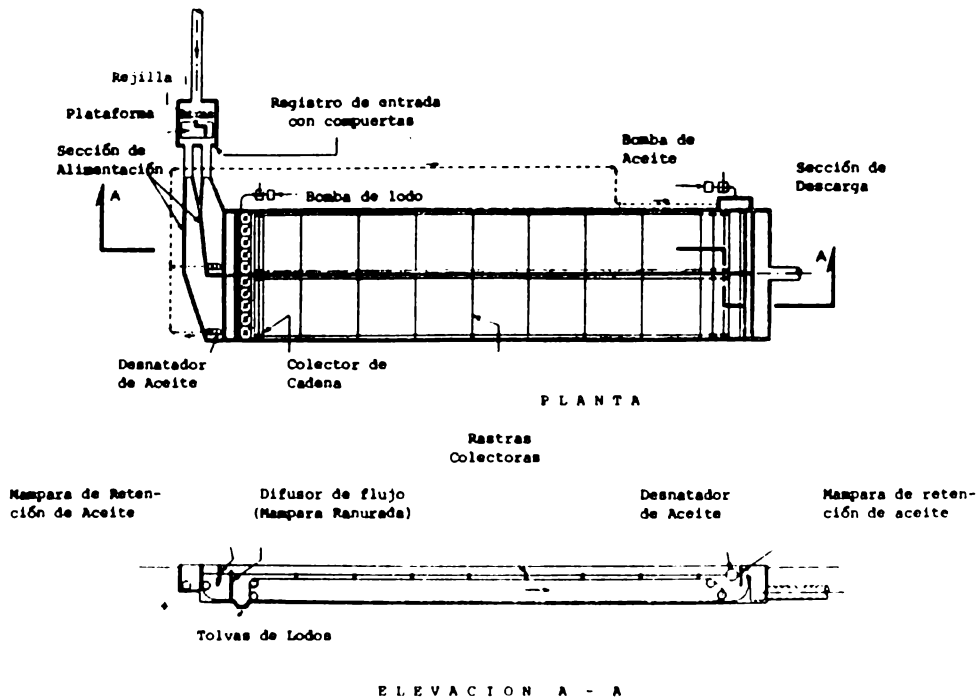


Fig. 3.4 SEPARADOR DE ACEITE API



para los canales separadores.

#### b). Sección de Separación

Esta sección está formada básicamente por el canal de separación y una serie de equipos auxiliares como difusores de flujo, colectores de aceite y lodos, desnatadores, mamparas de retención y tolvas colectoras para la remoción del aceite y lodos.

##### 1). Canal de Separación.

Su función es proveer las condiciones de flujo adecuadas para propiciar la separación del aceite. Sus dimensiones se obtienen de acuerdo a las recomendaciones dadas en la sección de teoría y diseño. En instalaciones de canales múltiples se construyen en forma adyacente, como se ilustra en la figura 3.4 reduciendo el espacio y costo.

##### 2). Difusores de Flujo.

Su función es distribuir uniformemente la corriente del efluente sobre toda la sección del canal con un mínimo de turbulencias y evitando la formación de corrientes localizadas en el seno del fluido. Existen dos tipos comúnmente usados: el de Mampara ranurada y el de chorro invertido.

El difusor de mampara ranurada se instala inmediatamente después de las compuertas de flujo. Consiste en -

una pared con ranuras verticales equidistantes por donde fluye la corriente. Una serie de columnas adyacentes que se extienden desde el fondo integran la pared siendo la separación entre columna y columna las ranuras como se indica en la figura 3.5. Aunque no es crítica, la forma trapezoidal de las columnas es para mejorar el funcionamiento hidráulico del sistema.

El API recomienda utilizar los siguientes criterios para obtener el número y dimensiones de las columnas.

- El área libre de flujo, total de los espacios entre columna y columna, debe ser de 3 a 7% de la sección transversal del canal.
- La velocidad en el extremo final no debe exceder de 10 pies/min. La dimensión A de las columnas es función de este valor.
- El ancho de las ranuras no debe ser menor de 1/2 pulgada para facilitar la limpieza.

El difusor de chorro invertido se instala en el muro divisorio entre la sección de alimentación y el canal separador. Está formado por un tubo u orificio en la pared divisoria enfrente del cual se instala una placa abombada con la cara cóncava viendo hacia él como se muestra en la figura 3.6. El agua fluye a través del orificio, choca con la placa abombada y regresa para chocar nuevamente con el muro divisorio disipando la velocidad. El API re-

comienda los siguientes criterios para el diseño y construcción:

- El radio de curvatura de la placa abombada  $R$  debe ser igual al diámetro del tubo u orificio.  $R = D$ .
- La velocidad en el orificio debe ser de 3 pies/seg.
- El diámetro de la placa abombada debe ser 1 pulgada mayor que el diámetro del tubo u orificio.  $d = D + 1"$ .
- La separación entre el orificio y la placa abombada debe ser 0.25 a 0.6 veces el diámetro del orificio.  $0.25D \leq z \leq 0.6D$ .
- La placa abombada debe tener un orificio en el centro con un área equivalente al 6% de su área superficial total, para mejorar la distribución.  $d_o = \sqrt{0.06 (D+1)^2}$
- La línea de centro horizontal del difusor se debe localizar a la mitad de la profundidad del canal.
- Los orificios se deben localizar espaciados equitativamente a lo ancho del canal. La distancia de los muros laterales del canal al primer difusor debe ser la mittad de la distancia entre dos difusores adyacentes.

Este tipo de difusor presenta varias ventajas sobre el de pared ranurada: menor costo, no presenta problemas de taponamiento, elimina las compuertas de flujo al montarse sobre el muro divisorio pudiendo bloquearse cada tubo u orificio individualmente.

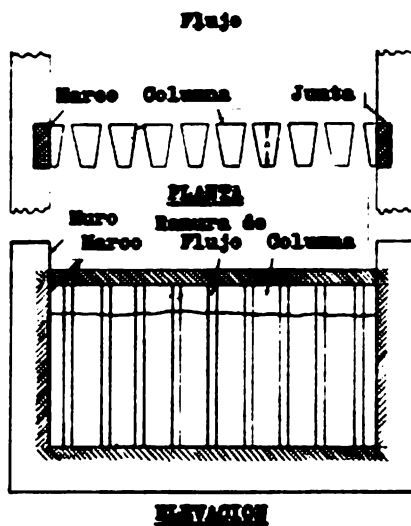


FIG. 3.5 DIFUSOR DE FLUJO DE MANPANA RAJURADA

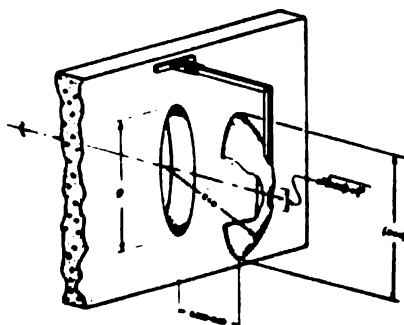


FIG. 3.6 DIFUSOR DE FLUJO DE GORRO INVERTIDO

### 3). Rastras Colectoras.

Su propósito es coleccionar el aceite flotante y sólidos sedimentados hacia los puntos donde son removidos. - Se han desarrollado comercialmente varios tipos de colectores siendo el de cadenas el más común. Este consiste en 2 cadenas, una en cada pared lateral, movidas por un motorreductor y que corren a lo largo del canal sobre la superficie del líquido en el sentido del flujo y sobre el piso en el sentido inverso. Las cadenas llevan montadas a intervalos de 10 pies aproximadamente unas persianas o rastras del ancho del canal fabricadas de madera o plástico que se deslizan sumergidas parcialmente sobre la superficie del líquido. Conforme las cadenas avanzan en el sentido del flujo las rastras empujan el aceite hacia el extremo final del separador en que se localiza el mecanismo desnatador; en el recorrido de retorno las rastras se sumergen totalmente, desliziéndose sobre el piso y empujando los sólidos sedimentados hacia el extremo de alimentación en que se localizan unas tolvas colectoras-de lodos. La velocidad óptima de las rastras varía entre 3 y 5 pies/min.

### 4). Desnatadores.

Los desnatadores junto con las mamparas de retención de aceite se localizan en el extremo final del sepa

rador. Su función es extraer el aceite flotante colectado por las rastras.

Se han desarrollado varios tipos siendo el de Tubo Ranurado el más común. Consiste en un tubo giratorio -- montado a lo ancho del canal, soportado en ambas pare-- des laterales y en el cual se han hecho una o más ranu-- ras longitudinales como se ilustra en la figura 3.7. Al sumergirse el tubo hasta las ranuras, la pelcula de - - aceite flotante penetra hacia el interior del tubo a tra-- vés de las ranuras. El tubo descarga el aceite a una fo-- sa o tolva colectora o se conecta al tubo desnatador de-- un canal adyacente. La sumergencia del tubo es ajusta-- ble pudiendo girar hacia atrás o adelante con el fin de-- colectar también el aceite retenido por las mamparas de-- retención localizadas inmediatamente atrás de él. Este-- desnatador tiene la desventaja de acarrear aguas en dema-- sfa junto con el aceite si la sumergencia del tubo no es-- tá ajustada debidamente.

Otro tipo de desnatador de más reciente desarrollo-- es el cilindro rotatorio, ilustrado en la figura 3.8. - Consiste en un cilindro o tambor giratorio colocado so-- bre la superficie del líquido a lo ancho del canal y li-- geramente sumergido. Al girar, el aceite flotante se -- adhiere a la superficie del tambor siendo removido en la parte superior mediante cuchillas y se colecta en una ca

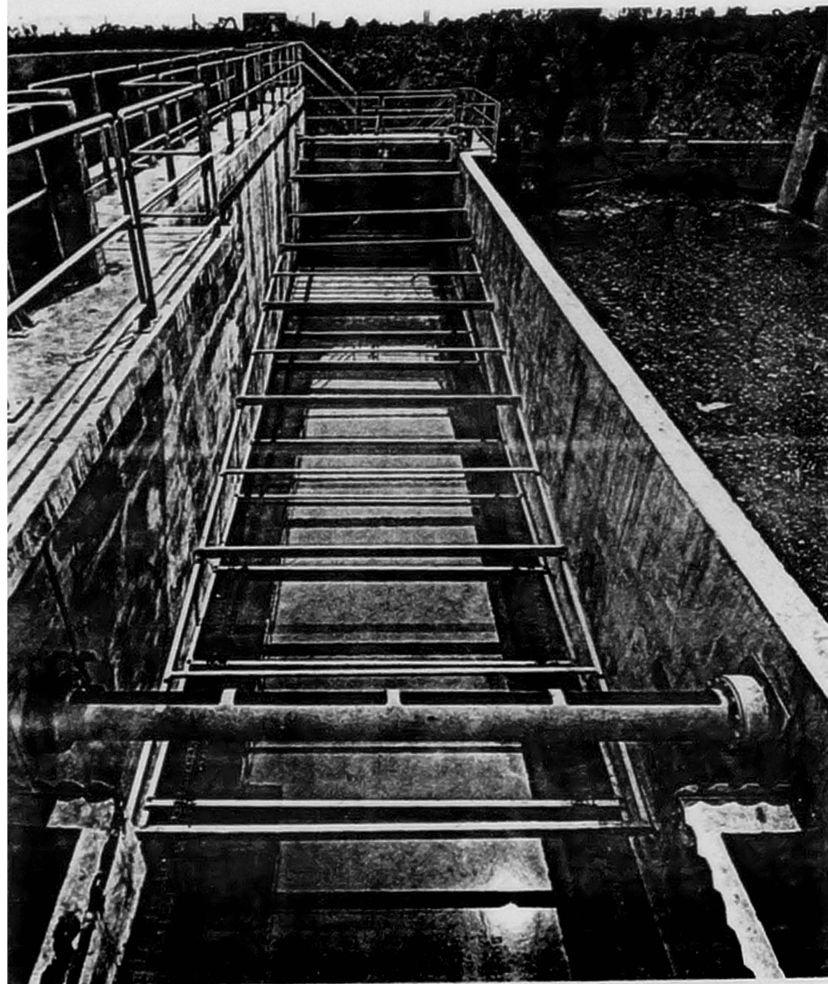


FIG. 3.7. CANAL SEPARADOR CON DESNATADOR DE TUBO RANURADO

naleta. La velocidad periférica óptima varfa entre 0.5- y 1.5 pie/min. con una sumergencia mínima de 0.5 pulgadas, dependiendo de la cantidad y características del -- aceite. La sumergencia es ajustable.

Aunque de diseño y construcción más complicadas que el tubo ranurado, este desnatador tiene la ventaja de -- que el aceite separado acarrea poca cantidad de agua.

Inmediatamente corriente abajo del desnatador, a no más de 1 pie, se instala una mampara sumergida parcialmente cuyo objetivo es retener el aceite flotante no removido por el desnatador y evitar que sea arrastrado por la corriente hacia la descarga. El agua clarificada fluye-- por abajo de la mampara. La sumergencia es aproximada-- mente 55% del tirante del líquido. Puede estar vertical o inclinada hasta 15° máximo en el sentido del flujo. En la parte superior debe extenderse por arriba del nivel - máximo esperado.

#### 5). Vertedero y Canal de Descarga.

La última sección del separador la constituyen el - vertedero y el canal de descarga. El líquido clarifica-- do que fluye por abajo de la mampara de retención se descarga hacia el canal de desalojo derramando sobre una -- placa o placas de vertedero. El vertedero, generalmente del mismo ancho del canal, está formado por placas de -- acero o de madera que se fijan a la cara exterior de la-



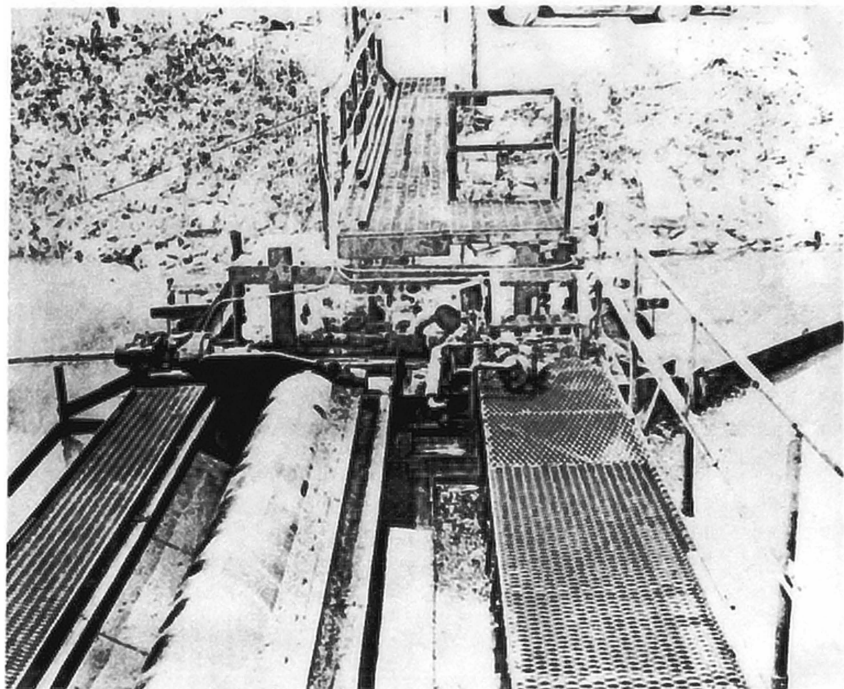


FIG. 3.8. INSTALACION DEL DESNADOR DE CILINDRO ROTATORIO

pared posterior del separador y cuya altura es ajustable con objeto de variar la altura del líquido en el separador según convenga. Comúnmente se instala a una distancia no mayor de 2 pies después de la mampara de retención de aceite.

#### 6). Tolvas y Fosas Colectoras de Aceite y Lodos.

En el fondo del extremo de entrada, el separador -- lleva una o varias tolvas en que se reciben los lodos colectados por las rastras de fondo. Se pueden construir como una sola en forma de V a lo ancho del canal, o como varias adyacentes. Las paredes deben tener una inclinación de  $45^\circ$  por lo menos respecto a la horizontal. Las tolvas descargan los lodos a un tubo colector o a un -- transportador helicoidal que descarga a su vez en un cárcamo de bombeo o directamente a la succión de bombas de evacuación. La remoción de los lodos puede hacerse también mediante un eductor o tubo sifón que succiona del -- fondo de la tolva en cuyo caso la descarga del fondo está cerrada.

Comúnmente tanto el aceite como los lodos separados se coleccionan en cárcamos de bombeo contruidos adyacentes a los separadores. Aunque no son estrictamente necesarios, su instalación posibilita tener una mayor flexibilidad en la operación del sistema. Facilita que la remoción del aceite y los lodos pueda hacerse en forma con-

Las lambrillas corrugadas que se colocan dentro de un bastidor en forma de W con una separación de 1/2 a 1 1/2 pulgadas entre ellas, como se ilustra en la figura 3.9.

El conjunto de láminas se coloca dentro de un tanque o floculador en secciones a 45° respecto a la horizontal; el líquido se alimenta por la apertura superior, fluye por las separaciones entre lámina y lámina y descarga por el fondo. Los aceites, por su menor densidad, se desplazan lentamente en forma vertical hasta chocar con la lámina inferior y después hacia la apertura superior siguiendo la inclinación de la lámina, en contracorriente con el flujo de agua. Simultáneamente, los sólidos sedimentables se depositan sobre la lámina inmediata inferior deslizándose hacia la apertura del fondo en el sentido del flujo. El aceite se recolecta en la superficie del líquido a la entrada del tanque y es recogido en el fondo.

El conjunto de placas constituye en realidad una serie de separaciones en paralelo, lo cual permite tener un área grande de separación en un espacio reducido. Como en el caso del separador horizontal, la velocidad de flujo debe mantenerse lo suficientemente baja para no interferir con la trayectoria ascendente del aceite, esto es, en régimen laminar.

Por su tamaño compacto y bajo costo, este separador está encontrando cada día mayor aceptación en el tratamiento de

tinua o intermitente según convenga para arrastrar la menor cantidad posible de agua. Regularmente el aceite y los lodos se colectan en fosas independientes para facilitar la recuperación del aceite al mismo tiempo que se reduce la cantidad de aceite arrastrado por los lodos. - Pueden construirse en forma individual para cada separador o ser común a varios en los casos de instalaciones múltiples.

La evacuación de los cárcamos se hace regularmente mediante bombas centrífugas o de tornillo, adecuadas para manejar líquido con sólidos en suspensión, en forma continua o intermitente para lo cual los cárcamos cuentan con interruptores de alto y bajo nivel para arranque y paro automático de las bombas. De estos cárcamos el aceite se envía a un tanque de almacenamiento o directamente a las unidades de proceso para su recuperación - mientras que los lodos se envían a fosas de asentamiento y evaporación o se utilizan como material de relleno.

### 3.3 Separadores de Placas.

Este separador, que fué desarrollado inicialmente por la compañía Royal Dutch/Shell, se basa en reducir la distancia a que las partículas de aceite deben recorrer antes de alcanzar la superficie.

El corazón de este separador lo integran una serie de lá

laminas corrugadas que se colocan dentro de un bastidor en forma de cajón con una separación de 1/2 a 1 1/2 pulgadas entre lámina y lámina ilustrado en la figura 3.9.

El paquete de láminas se coloca dentro de un tanque o fosa dividido en secciones a 45° respecto a la horizontal; el efluente se alimenta por la apertura superior, fluye por las separaciones entre lámina y lámina y descarga por el fondo. Las partículas de aceite, por su menor densidad, se desplazan inicialmente en forma vertical hasta chocar con la lámina inmediata superior y después hacia la apertura superior siguiendo la inclinación de la lámina, en contracorriente con el flujo de agua. Simultáneamente, los sólidos sedimentables se depositan sobre la lámina inmediata inferior deslizándose hacia la apertura del fondo en el sentido del flujo. El aceite se colecta en la superficie del líquido a la entrada del tanque y los sólidos en el fondo.

El paquete de placas constituye en realidad una serie de separadores en paralelo, lo cual permite tener un área grande de separación en un espacio reducido. Como en el caso del separador API, la velocidad de flujo debe mantenerse lo suficientemente baja para no interferir con la trayectoria ascendente del aceite, esto es, en régimen laminar.

Por su tamaño compacto y bajo costo, este separador está encontrando día con día mayor aceptación en el tratamiento de aguas aceitosas, utilizándose conjuntamente con los separado-

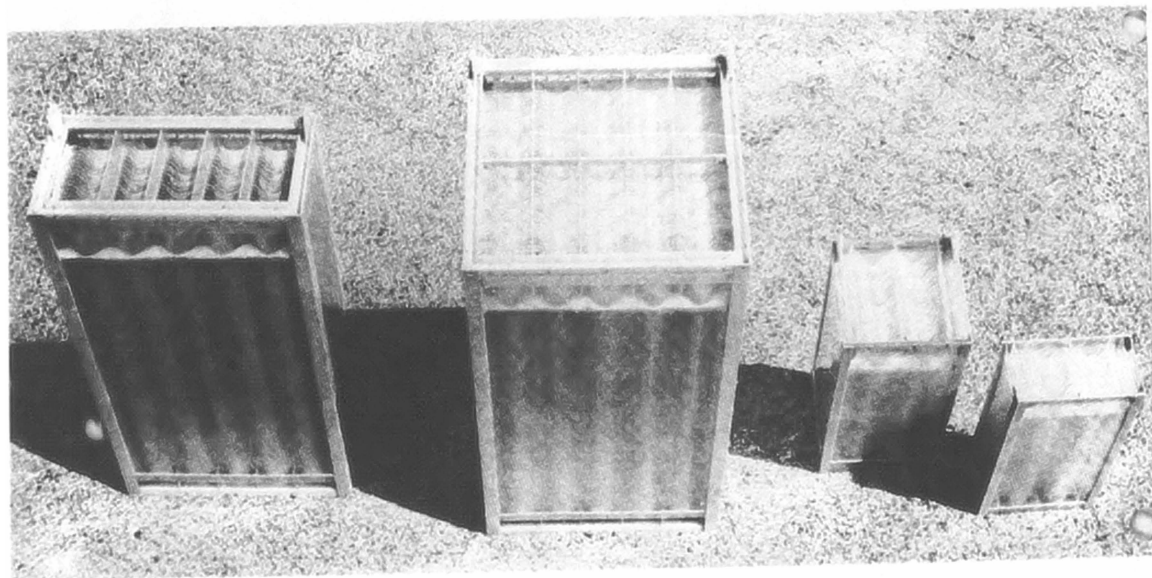


FIG. 3.9. PAQUETES DE LAMINAS CORRUGADAS



número de paquetes requerido para un diseño en particular - se obtiene dividiendo el flujo del efluente a tratar entre la capacidad de los paquetes correspondiente a las condiciones de operación.

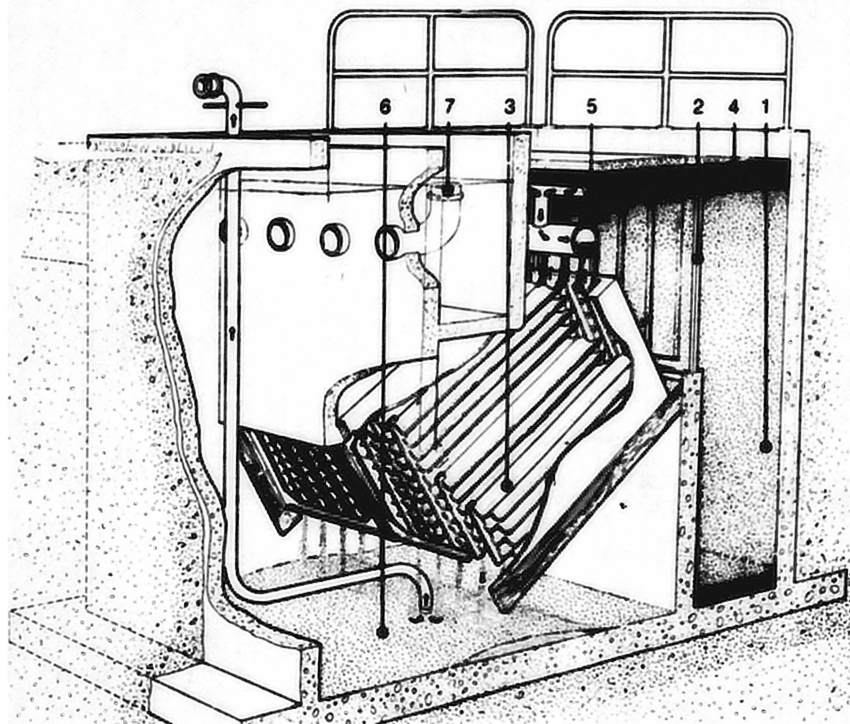
Tanto las láminas corrugadas como el cajón en que se colocan se fabrican generalmente de materiales plásticos como FRP (Poliéster reforzado con fibra de vidrio) para resistir la corrosión.

#### b). Fosas de Separación.

Las celdas en que se instalan los paquetes de placas - están divididas en 3 secciones o compartimientos mostrados en la figura 3.10: de recibo, de separación y de descarga. Comercialmente se fabrican unidades paquete con tanques de FRP o de acero pudiendo construirse también de concreto. Regularmente se instalan dos paquetes de placas por celda, lo que da una capacidad conjunta de 200 a 300 GPM dependiendo de las condiciones de operación. El número de celdas requeridas para un diseño en particular se obtiene entonces dividiendo el flujo del efluente a tratar entre la capacidad de las celdas.

El efluente aceitoso se alimenta inicialmente a la sección de recibo cuyo propósito es disminuir la velocidad del efluente a menos de 1 pie/min para permitir que los sólidos mayores precipiten antes de llegar a los paquetes de placas y evitar que los obstruyan. Los sólidos se remueven del --





- 1) Sección de Recibo o Trampa de Arena
- 2) Difusor de Flujo tipo Mampara Ranurada
- 3) Paquetes de Láminas Corrugadas
- 4) Película de Aceite Separado
- 5) Tubo Desnatador
- 6) Sólidos Precipitados
- 7) Vertedero y Canal de Descarga

FIG. 3.10. SEPARADOR DE PLACAS CORRUGADAS

fondo de esta sección mediante una bomba de achique, un - -  
educor o un tubo sifón.

De la sección de recibo el efluente fluye sobre un ver-  
tedero hacia la sección de separación en que se instalan --  
los paquetes de placas inclinados a 45°. El efluente fluye  
por los paquetes efectuándose la separación. El aceite se-  
parado que sale por la abertura de entrada se colecta sobre  
la superficie de esta sección mientras que el líquido clar-  
ificado se descarga por el fondo de los paquetes hacia la --  
sección de descarga.

La sección de separación está equipada con un desnata-  
dor comúnmente del tipo de tubo ranurado de diseño similar-  
a los descritos para los separadores API. El aceite removi-  
do se descarga a un cárcamo de bombeo, construido adyacente-  
al separador, para retornarlo a recuperación.

En la sección de descarga el agua clarificada derrama-  
sobre un vertedero hacia un canal o tubo de desalojo que la  
conduce hacia el siguiente paso de tratamiento. Los sólidos--  
separados en las placas corrugadas y que descargan por-  
la abertura inferior de los paquetes junto con el agua, se -  
colectan en el fondo de esta sección de donde son removidos  
mediante unas bombas de achique o un educor similarmente a  
la sección de recibo.

Las fosas de separación se construyen en batería con -  
lo que se logra reducir el espacio requerido y costos de --

construcción. En la figura 3.11 se muestra un arreglo típico. Es práctica recomendable instalar una celda adicional al número requerido con objeto de mantener la capacidad del sistema en las ocasiones en que sea necesario sacar alguna celda de operación para mantenimiento y limpieza.

El aceite separado se colecta en un cárcamo de bombeo para enviarlo a recuperación al igual que el de los separadores API. Cuando las condiciones del terreno lo permiten este cárcamo puede ser común a ambos tipos de separadores.

### 3.4. Unidades de Flotación

La operación de las unidades de flotación es similar a la de los separadores API, en que el aceite se separa de la corriente principal por diferencias de densidades, con la variante de que a las partículas en suspensión se hacen adherir pequeñas burbujas de aire disminuyendo así considerablemente su densidad en relación a la del agua e incrementando consecuentemente su velocidad ascensional.

Las partículas de aceite de diámetro demasiado pequeño contenidas en las aguas residuales no se juntan entre sí, formando una suspensión de tipo coloidal denominada emulsión, -- que por sus características no es posible remover en los separadores tipo API ni de placas paralelas. Dado que este aceite emulsionado contribuye a incrementar la carga de demanda biológica de oxígeno DBO y consecuentemente el tiempo de resi



**FIG. 3.11. DISTRIBUCION TIPICA DE CELDAS**

dencia de las unidades de tratamiento biológico, es necesario removerlo antes de alimentarlo a ellas. Las unidades de flotación como la ilustrada en la figura 3.15, precedidas de un tratamiento químico de coagulación y floculación para rompimiento de las emulsiones, se utilizan para remover el aceite-emulsionado contenido en las descargas de los separadores de gravedad.

#### A). Teoría de las Emulsiones.

Una emulsión es una mezcla íntima de dos fases en la que una fase, aceite en este caso, se encuentra dispersa en la otra fase, agua, en forma de partículas diminutas envueltas por una película de naturaleza coloidal de gran estabilidad que impide que las partículas se unan entre sí y que anula la acción de las fuerzas de gravedad, no pudiéndose por lo tanto remover en los separadores API ni de placas paralelas. La película interfacial estabilizante es una mezcla compleja de sólidos disueltos y en suspensión que forman un coloide de naturaleza gelatinosa que posee propiedades especiales como alta viscosidad y carga eléctrica.

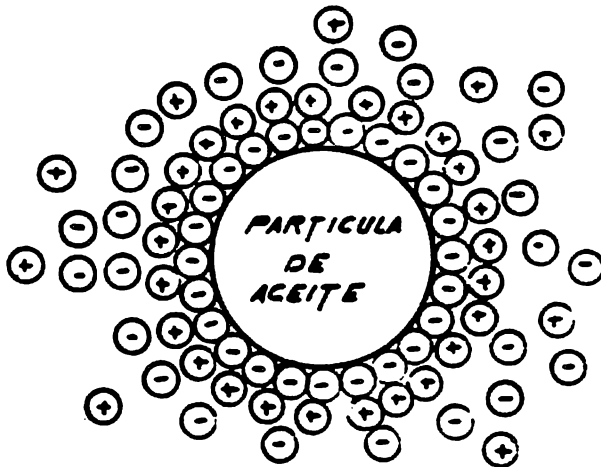
Uno de los factores que más contribuyen a la formación y estabilidad de las emulsiones de aceite es la formación de una doble capa eléctrica alrededor de los glóbulos diminutos. Las partículas de aceite se rodean inicialmente mediante adsorción de una capa de iones cargados negativamente. Esta -

su vez iones positivos, cationes, formando una doble capa de aniones y cationes estrechamente unida que envuelve a la partícula e impide que se una con otras. Alrededor de esta doble capa se agrupan otras capas de iones positivos y negativos aunque de menor densidad conforme se alejan de la superficie de la partícula. La estabilidad de las emulsiones está determinada en gran parte por el espesor y concentración de iones de la doble capa eléctrica.

Para poder separar el aceite emulsionado es necesario romper o debilitar primero la capa eléctrica estabilizante. Uno de los métodos más comúnmente usados consiste en adicionar cationes polivalentes con propiedades coagulantes con una mayor atracción por la capa aniónica que debilita la unión de la doble capa. Este debilitamiento de la doble capa se efectúa no por una neutralización de cargas, sino porque su espesor se reduce permitiendo que las fuerzas de cohesión entre las partículas actúen.

La mayoría de los cationes comúnmente usados reaccionan con las sales disueltas en la corriente formando floculos que atrapan por adsorción o absorción a las partículas liberadas de aceite facilitando su remoción.

Dado que el proceso de coagulación y floculación depende de diversos factores como el pH, tipo de sales disueltas en la corriente y estabilidad de las emulsiones, siempre que sea posible se deberán efectuar pruebas expe-



*ABSORCION DE IONES SOBRE LAS PARTICULAS DE ACEITE*

rimentales con el fin de seleccionar el tratamiento químico más adecuado, así como las cantidades y orden de los reactivos a dosificar, y tiempos de residencia necesarios para una efectiva coagulación y floculación. En la tabla 3.1. se indican algunos de los compuestos químicos más comúnmente utilizados para la coagulación.

## B). Diseño

Como se indicó anteriormente, la operación de las unidades de flotación se basa en agregar diminutas burbujas de aire a las partículas en suspensión, ocasionando que su densidad disminuya respecto a la del líquido y que floten sobre la superficie de donde son removidas mediante colectores mecánicos.

Para lograr la formación de las burbujas en el seno del líquido, el total o una porción de la corriente alimentada a las unidades de flotación se presuriza mediante bombeo hasta 30-70 psig. y se le inyecta una corriente de aire hasta saturarla. Al reducir posteriormente su presión hasta la atmosférica para alimentarla a la unidad, la solubilidad del aire disminuye respecto a la de la corriente presurizada liberándose el exceso en el seno del líquido en forma de pequeñas burbujas, de 30 a 120 micras de diámetro, que se adhieren a los glóbulos de aceite y flocúlos en suspensión durante su trayectoria hacia la superficie, formando agregados de densidad considerablemente



**TABLA 3.1. Reactivos Químicos Utilizados en el proceso de coagulación y floculación.**

<u>Compuesto</u>	<u>Fórmula</u>
<b>a) Coagulantes:</b>	
. Sulfato de Aluminio	$Al_2 (SO_4)_3 \cdot 18 H_2O$
. Oxido de Calcio	$Ca O$
. Hidróxido de Calcio	$Ca (OH)_2$
. Sulfato Ferroso	$Fe (SO_4) \cdot 7 H_2O$
. Carbonato de Calcio	$Ca CO_3$
. Cloruro Férrico	$Fe Cl_3$
. Cloruro de Calcio	$Ca Cl_2$
. Aluminato de Sodio	$Na_2 A l_2 O_4$
<b>b) Ayuda - Coagulantes:</b>	
. Bentonita	$H_2O (Al_2O_3 \cdot Fe_2 O_3)$
. Silicato de Sodio	$Na_2O (Si O_2)_{3-25}$
. Tierras Diatomáceas	-
. Barro	-

menor que las del líquido haciéndolos flotar. Las burbujas se adhieren a las partículas suspendidas por cualquier uno de los mecanismos siguientes ilustrados en la figura - 3.13:

- Formación de la burbuja sobre la superficie de la partícula conforme el aire es liberado del líquido.
- Colisión de la burbuja contra una partícula durante su viaje de ascensión
- Entrampamiento de la burbuja por absorción y adsorción en los espacios de la partícula o floculo.

Al igual que en los separadores API, la velocidad ascensional de los agregados partícula-burbuja está dada por la ley de Stokes:

$$u_t = \frac{g}{18} (P_e - P_p) (D_p)^2$$

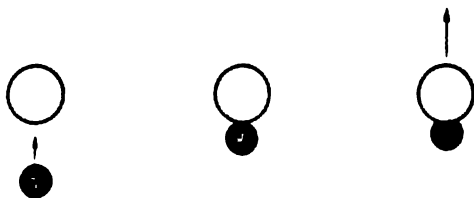
donde:

- $u_t$  = Velocidad terminal de los agregados partícula-aire
- $P_e$  = Densidad del agua
- $P_p$  = Densidad de los agregados partícula-aire
- $D_p$  = Diámetro de los agregados partícula-aire
- $\mu$  = Viscosidad del agua
- $g$  = Aceleración debida a la gravedad.

a) FORMACION Y CRECIMIENTO DE LAS BURBUJAS SOBRE LA SUPERFICIE DE LAS PARTICULAS



b) COLISION DE LAS BURBUJAS CON LAS PARTICULAS EN SUSPENSION



c) ABSORCION Y ADORCION DE LAS BURBUJAS EN LA SUPERFICIE E INTERSTICIOS DE LAS PARTICULAS



ADICION DE BURBUJAS Y FLOTACION DE PARTICULAS EN SUSPENSION

Dado que la velocidad terminal de la partícula varía directamente con el cuadrado del diámetro de los aglomerados partícula-aire, la coagulación y floculación del aceite y sólidos suspendidos la favorece substancialmente. -- Adicionalmente, las partículas floculadas atrapan y retienen mayor cantidad de burbujas de aire que las partículas individuales haciendo mayor la diferencia de densidades - entre el agua y los conglomerados.

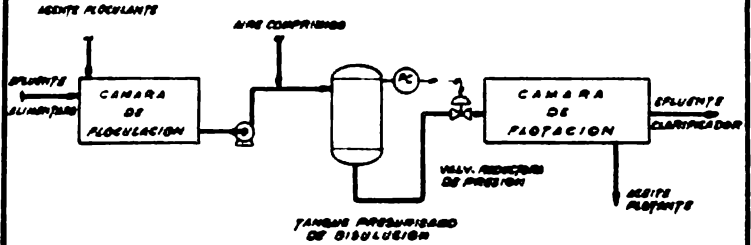
En las unidades de flotación se logra reducir el contenido de aceite libre y emulsionado a valores entre 10 y 15 mg/l. y de sólidos en suspensión entre 20 y 60 mg/l. - inferiores a los límites máximos recomendados para las -- unidades de tratamiento biológico. Generalmente el uso - de las unidades de flotación precedidas de coagulación y floculación química no facilita la remoción de sustancias orgánicas diferentes del aceite, requiriéndose de un tratamiento biológico posterior para su remoción.

Existen tres variantes principales para la saturación del efluente y liberación de las burbujas cada una - con ventajas y desventajas respecto a las demás: Método - de Flujo Total, Método de Flujo Dividido y Método de Flujo con recirculación ilustrados en la figura 3.14.

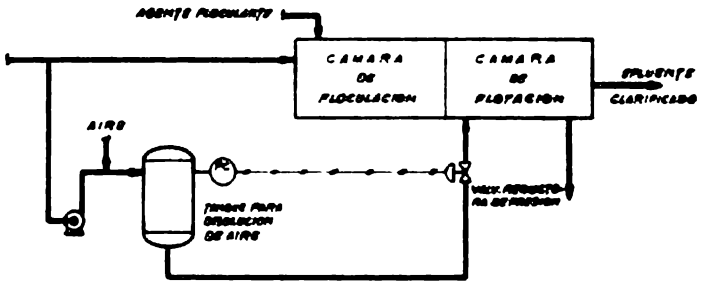
a) Método de Flujo Total.

En este método el total de la corriente del efluente que se alimenta a la unidad de flotación y que ya ha-

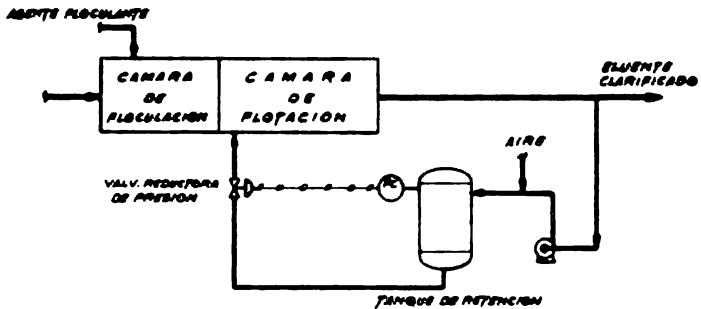
## VARIANTES DE LAS UNIDADES DE FLOTACION



a) UNIDAD DE FLOTACION METODO DEL FLUJO TOTAL



b) UNIDADES DE FLOTACION: METODO DE FLUJO DIVIDIDO



c) UNIDAD DE FLOTACION: METODO CON RECIRCULACION

sido previamente floculada se presuriza y se le disuelve aire para después reducir la presión a la entrada de la unidad con la subsecuente liberación de burbujas.

Con este método se obtiene un máximo de gas disuelto ya que el aire se disuelve en la totalidad de la corriente y por consiguiente una mayor liberación de burbujas y probabilidad de contacto con las partículas suspendidas. Para un mismo flujo del efluente a tratar requiere una cámara de flotación de menor tamaño que el método con recirculación. Tiene la desventaja de que los flocúlos formados previamente pueden destruirse e inclusive el aceite volver a emulsionarse por efecto del bombeo.

b). Método del Flujo Dividido.

En este método el aire se disuelve en solamente una porción del efluente alimentado mientras que el resto se alimenta directamente a la sección de floculación, previa a la sección de flotación. La corriente presurizada con aire disuelto se une nuevamente con la corriente principal en la entrada a la sección de flotación donde se reduce la presión liberándose las burbujas. El flujo de la corriente presurizada varía entre 20 y 50% del total alimentado.

Al ser solamente una porción del efluente alimentado la que se presuriza, se reduce el riesgo de destruir los flocúlos y reemulsionar el aceite por efecto del bom

beo; la cámara de floculación y el equipo de bombeo e inyección de aire es menor que el requerido por el método con flujo total. Presenta la desventaja de que la corriente que se presuriza no recibe tratamiento químico permaneciendo una parte del aceite en forma de emulsión que no será separada en la sección de flotación.

c). Método de Flujo con Recirculación.

En este arreglo el aire se disuelve en una porción del efluente clarificado que se recircula y se alimenta a la sección de flotación junto con el total de la corriente alimentada. El flujo de recirculación varía de 20 al 50% del efluente alimentado.

Este es posiblemente el método más usado. No obstante que requiere una cámara de flotación mayor, permite que toda la corriente alimentada flocule debidamente y elimina el riesgo de destruir los flocúlos y reemulsionar el aceite al ser el efluente ya clarificado el que se presuriza. El equipo de bombeo y solución de aire es de menor capacidad que el método con flujo total y reduce el mantenimiento en virtud de manejar líquidos claros.

C). Construcción

Los elementos esenciales de las unidades de flotación son: la sección o cámara de floculación, cuya fun-

ción primordial es romper las emulsiones de aceite y promover la formación de flóculos, y la sección de flotación que incluye el equipo de presurización y solución de aire, así como de colección y separación del aceite y sólidos suspendidos. Las unidades de flotación se fabrican de forma rectangular de diseño muy similar a los separadores API o de forma circular similares a los clarificadores utilizados en el tratamiento de aguas. Algunas de las ventajas de las cámaras rectangulares son su diseño más sencillo, disminuyen la formación de cortocircuitos, mantienen un mejor patrón de flujo y facilitan la separación del material flotante. En la figura 3.15 se ilustran las secciones y componentes principales de una unidad rectangular. Comercialmente se fabrican unidades paquete construidas de placa de acero con capacidades hasta de 2,000 GPM. Para las unidades de mayor capacidad, que requieren de erección en campo, el cuerpo se construye generalmente de concreto.

#### a). Cámaras de Floculación.

En las unidades tipo rectangular la cámara de floculación se construye como una extensión corriente arriba de la sección de flotación, separadas por una mampara o muro a través del cual fluye el efluente de una sección a otra. Si bien la instalación de la sección de floculación no es estrictamente necesaria en todos -

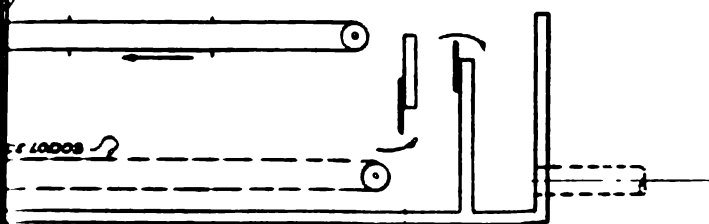
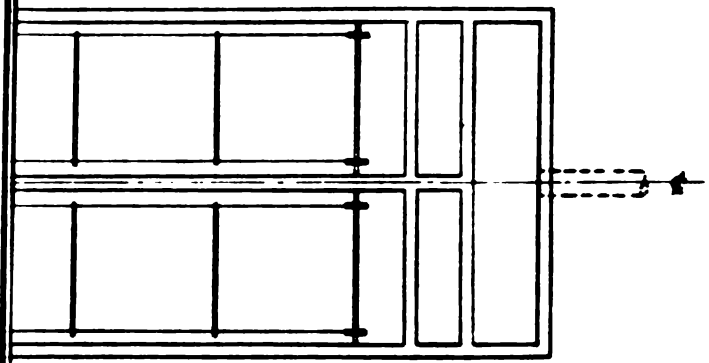


ción primordial es romper las emulsiones de aceite y promover la formación de flóculos, y la sección de flotación que incluye el equipo de presurización y solución de aire, así como de colección y separación del aceite y sólidos suspendidos. Las unidades de flotación se fabrican de forma rectangular de diseño muy similar a los separadores API o de forma circular similares a los clarificadores utilizados en el tratamiento de aguas. Algunas de las ventajas de las cámaras rectangulares son su diseño más sencillo, disminuyen la formación de cortocircuitos, mantienen un mejor patrón de flujo y facilitan la separación del material flotante. En la figura 3.15 se ilustran las secciones y componentes principales de una unidad rectangular. Comercialmente se fabrican unidades paquete construidas de placa de acero con capacidades hasta de 2,000 GPM. Para las unidades de mayor capacidad, que requieren de erección en campo, el cuerpo se construye generalmente de concreto.

#### a). Cámaras de Floculación.

En las unidades tipo rectangular la cámara de floculación se construye como una extensión corriente arriba de la sección de flotación, separadas por una mampara o muro a través del cual fluye el efluente de una sección a otra. Si bien la instalación de la sección de floculación no es estrictamente necesaria en todos -

ON



SECCION DE DESCARGA

FIG. 10

los casos ya que la inyección del agente o agentes floculantes puede hacerse directamente en la alimentación a la sección de flotación, presenta una serie de ventajas que la justifican plenamente, como son:

- Un uso más eficiente de los reactivos químicos y una mejor separación posterior al proporcionar un tiempo y condiciones adecuadas para la coagulación y crecimiento de los flocúlos.
- Reduce la post-floculación del efluente en la cámara de flotación y en la corriente descargada.

Tanto el tipo y cantidad de reactivos a dosificar, así como el tiempo de residencia necesario para la coagulación y crecimiento de los flocúlos deberán determinarse previamente siempre que sea posible en laboratorio o en planta piloto. En el Manual de Tratamiento de Efluentes del API<sup>(3)</sup> se describen una serie de instrucciones para pruebas de laboratorio para la floculación y flotación del efluente.

Con el fin de promover la colisión y crecimiento de los flocúlos, la cámara cuenta con un agitador, normalmente del tipo de paletas, con una velocidad periférica de 1 a 3 pies/seg. Los tiempos de residencia varían comúnmente entre 5 y 20 minutos. Los reactivos se inyectan en la corriente del efluente aceitoso a la entrada de la cámara ó directamente en ella, utilizándose pa

ra ello tanques agitados para preparación de las soluciones y bombas dosificadoras del tipo diafragma o émbolo. Es práctica común diseñar estos tanques para un día de tiempo de residencia.

#### b). Cámara de Flotación.

En las unidades de tipo rectangular el efluente proveniente de la sección de floculación se mezcla con la corriente presurizada a la entrada de la cámara de flotación liberándose las burbujas para efectuar la flotación a lo largo del canal. El efluente clarificado descarga por el extremo final de la cámara.

Siendo básicamente un separador por gravedad los criterios de diseño para velocidad, profundidad, ancho y largo de la cámara son similares a los de los separadores API con la variante de que los valores de velocidad ascensional de los conglomerados partícula-burbuja deben determinarse experimentalmente. De acuerdo a resultados prácticos, el API ha determinado que los valores óptimos de velocidad lineal varían entre 1 y 3 -- pies/min. y de flujo de derrame entre 2 y 4 GPM/pie<sup>2</sup> de área superficial. Los tiempos de residencia requerida para la flotación y separación del aceite varían entre 10 y 40 minutos.

Al igual que en los separadores API, la cámara de

flotación cuenta con difusores de flujo, rastras colectoras, desnatadores, mamparas de retención y vertederos. En la entrada a la cámara se localizan los difusores para distribuir equitativamente el flujo sobre toda su sección transversal procurando que la velocidad y turbulencias por ellos provocadas sean lo suficientemente bajas para no destruir los flocúlos formados. En esta misma sección de la cámara se localiza el tubo distribuidor para inyección de la corriente presurizada que se describe más adelante.

El diseño y construcción de los colectores del aceite y escoria flotantes son también similares a los utilizados en los separadores API. Los colectores más comúnmente usados son del tipo de cadenas paralelas con rastras de plástico o madera que se deslizan sobre la superficie del líquido en el sentido inverso al del flujo, ésto es hacia el punto en que se están liberando las burbujas de aire, para asegurar que cualquier partícula que pierda las burbujas debido a la agitación causada por las rastras pueda capturar nuevas burbujas y flotar nuevamente. La velocidad de las rastras varía entre 2 y 10 pies/min., con una separación de aproximadamente 10 pies entre cada una.

Las rastras descargan el material flotante a una canaleta transversal localizada en la sección de entra-

da a la cámara, la cual a su vez descarga hacia un cárcamo de bombeo para desalojo del material. Comúnmente la canalleta se equipa con un transportador tipo helicoidal para-- facilitar la descarga del aceite y sólidos que por sus características no fluyen libremente hacia el cárcamo.

En algunas ocasiones las cámaras de flotación se equi-- pan también con rastras colectoras de lodos sedimentados,-- similares a las del aceite y escoria flotante, que empujan los lodos hacia una o varias tolvas colectoras. General-- mente cuando las unidades de flotación van precedidas por-- separadores primarios API como en este diseño, la precipi-- tación de sólidos se reduce considerablemente haciendo más - económico efectuar limpiezas periódicas que instalar equi-- po de limpieza continua.

En el extremo final, la cámara de flotación cuenta -- con una mampara de retención del aceite y escoria flotada-- y un vertedero sobre el cual derrama el efluente clarifica-- do a un canal o tubo de desalojo para conducirlo hacia las unidades que integran el sistema de tratamiento secundario. Para los casos en que se tengan dos o más unidades de flo-- tación arregladas en paralelo el canal de desalojo es co-- mún para todas las unidades. Este canal conduce directa-- mente el efluente hacia el tratamiento secundario en los - casos en que es posible tener flujo por gravedad o bien -- descarga hacia un cárcamo para de ahí bombearlo.

c). Equipo de Disolución de Aire.

Estos son quizá los componentes más importantes y sofisticados de las unidades de flotación. Para asegurar -- una buena flotación y calidad del efluente, el sistema de presurización debe ser capaz de disolver hasta un 80% como mínimo del aire de saturación y formar burbujas de 30 a -- 120 micras de diámetro.

Aunque existen muchas variantes, sus componentes principales son la bomba de presurización, un tanque de retención y disolución, una válvula reductora de presión y un tubo difusor de la corriente con aire disuelto. Dependiendo del método utilizado de las unidades de flotación: flujo total, flujo dividido o flujo con recirculación, el sistema debe tener capacidad para manejar todo el flujo del efluente o una porción de él solamente. Para los métodos de flujo dividido y de flujo con recirculación la capacidad varfa entre 30 y 50% del total del flujo alimentado a la unidad. Para los casos de una instalación múltiple de unidades de flotación, el sistema de presurización puede ser común a todas las unidades o bien ser independientes. En la figura 3.16 se ilustran los componentes principales.

Las bombas son generalmente del tipo centrffugo adecuadas para manejar sólidos en suspensión, con una presión de descarga entre 30 y 70 lb/in<sup>2</sup> man. Regularmente se ins

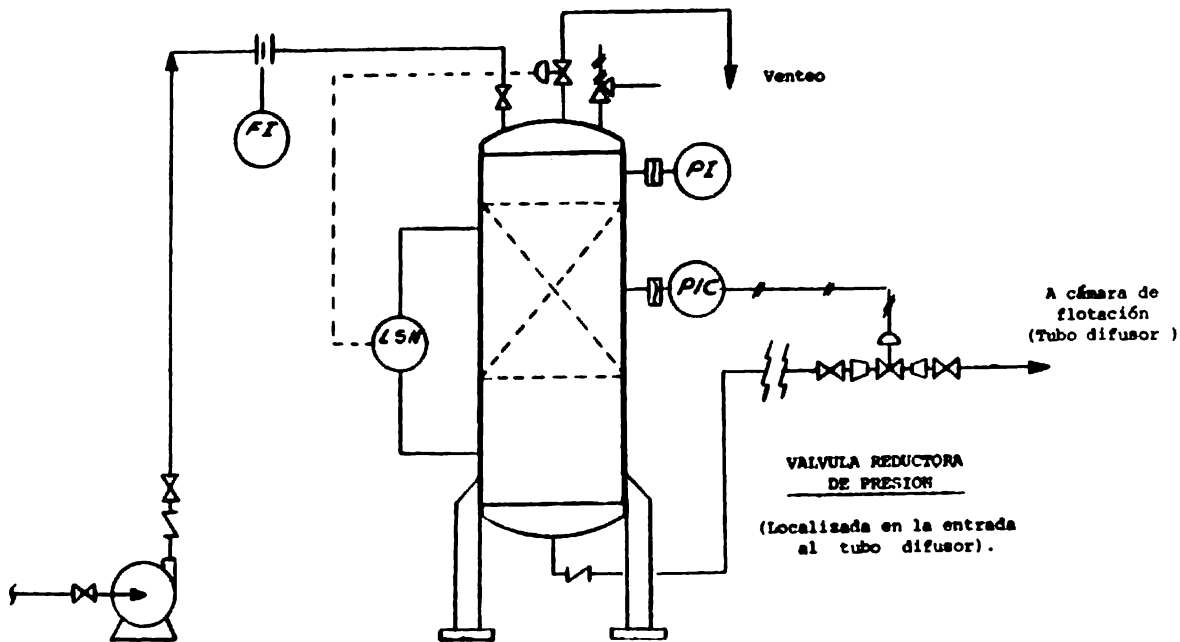
c). Equipo de Disolución de Aire.

Estos son quizá los componentes más importantes y sofisticados de las unidades de flotación. Para asegurar -- una buena flotación y calidad del efluente, el sistema de presurización debe ser capaz de disolver hasta un 80% como mínimo del aire de saturación y formar burbujas de 30 a -- 120 micras de diámetro.

Aunque existen muchas variantes, sus componentes principales son la bomba de presurización, un tanque de retención y disolución, una válvula reductora de presión y un tubo difusor de la corriente con aire disuelto. Dependiendo del método utilizado de las unidades de flotación: flujo total, flujo dividido o flujo con recirculación, el sistema debe tener capacidad para manejar todo el flujo del efluente o una porción de él solamente. Para los métodos de flujo dividido y de flujo con recirculación la capacidad varfa entre 30 y 50% del total del flujo alimentado a la unidad. Para los casos de una instalación múltiple de unidades de flotación, el sistema de presurización puede ser común a todas las unidades o bien ser independientes. En la figura 3.16 se ilustran los componentes principales.

Las bombas son generalmente del tipo centrffugo adecuadas para manejar sólidos en suspensión, con una presión de descarga entre 30 y 70 lb/in<sup>2</sup> man. Regularmente se ins





**BOMBA DE CIRCULACION**  
 Cap. 20-100% del  
 flujo alimentado

**TANQUE DE RETENCION**  
 30-70 Lb./in<sup>2</sup> man  
 1/2-2 min. tiempo Per.

**VALVULA REDUCTORA  
 DE PRESION**  
 (Localizada en la entrada  
 al tubo difusor).

A cámara de  
 flotación  
 (Tubo difusor)

FIG. 3.16 EQUIPO DE DISOLUCION DE AIRE

tala una bomba adicional de repuesto. Los materiales más comunes son fierro fundido y acero al carbón.

El tanque de retención suministra el tiempo y contacto necesarios para la disolución del aire. Generalmente son del tipo vertical equipados con charolas o camas de empaque con objeto de aumentar la superficie de contacto del agua y el aire. El agua se alimenta por la parte superior y fluye a contracorriente con el aire acumulándose en el fondo. El tiempo de residencia varfa entre 1 y 3 minutos. El tanque se equipa con una válvula de venteo automática y un control o interruptor de nivel que abre y cierra la válvula con objeto de mantener una relación adecuada de líquido-aire. El consumo de aire varfa entre 0.35 y 1.0 SCFM por cada 100 galones de la corriente presurizada.

Usualmente el aire para disolución se toma del sistema de distribución de aire comprimido de la planta y se inyecta directamente al tanque de retención. En otras alternativas se inyecta directamente a la tuberfa de descarga de las bombas o bien empleando un eductor que utiliza una fracción de la descarga de la bomba como fluido motriz succionando aire atmosférico para inyectarlo a la succión de la bomba.

La válvula reductora de presión cumple tres funciones principales: controlar la presión de operación del proceso, reducir la presión de la corriente con aire disuelto para dilatación de las burbujas, y crear la turbulencia neces-

tala una bomba adicional de repuesto. Los materiales más comunes son fierro fundido y acero al carbón.

El tanque de retención suministra el tiempo y contacto necesarios para la disolución del aire. Generalmente son del tipo vertical equipados con charolas o camas de empaque con objeto de aumentar la superficie de contacto del agua y el aire. El agua se alimenta por la parte superior y fluye a contracorriente con el aire acumulándose en el fondo. El tiempo de residencia varía entre 1 y 3 minutos. El tanque se equipa con una válvula de venteo automática y un control o interruptor de nivel que abre y cierra la válvula con objeto de mantener una relación adecuada de líquido-aire. El consumo de aire varía entre 0.35 y 1.0 SCFM - por cada 100 galones de la corriente presurizada.

Usualmente el aire para disolución se toma del sistema de distribución de aire comprimido de la planta y se inyecta directamente al tanque de retención. En otras alternativas se inyecta directamente a la tubería de descarga de las bombas o bien empleando un educor que utiliza una fracción de la descarga de la bomba como fluido motriz succionando aire atmosférico para inyectarlo a la succión de la bomba.

La válvula reductora de presión cumple tres funciones principales: controlar la presión de operación del proceso, reducir la presión de la corriente con aire disuelto para la formación de las burbujas, y crear la turbulencia neces-

ria para la formación de burbujas pequeñas. Regularmente se instala lo más cercana posible a la alimentación de la cámara de flotación con objeto de que la formación de burbujas se efectúe en la cámara y no en la tuberfa.

La alimentación de la corriente con aire disuelto a la cámara de flotación se efectúa mediante un tubo con perforaciones, del ancho de la cámara, localizado transversalmente en el fondo de su sección de entrada con la subsecuente liberación de burbujas. Con objeto de asegurar una distribución más equitativa, la conexión de la tuberfa se efectúa en la parte media del tubo distribuidor y fluye hacia ambos extremos. En algunos casos los tubos distribuidores se colocan a lo largo de la cámara de flotación, con lo que se asegura una liberación de burbujas en toda su longitud.

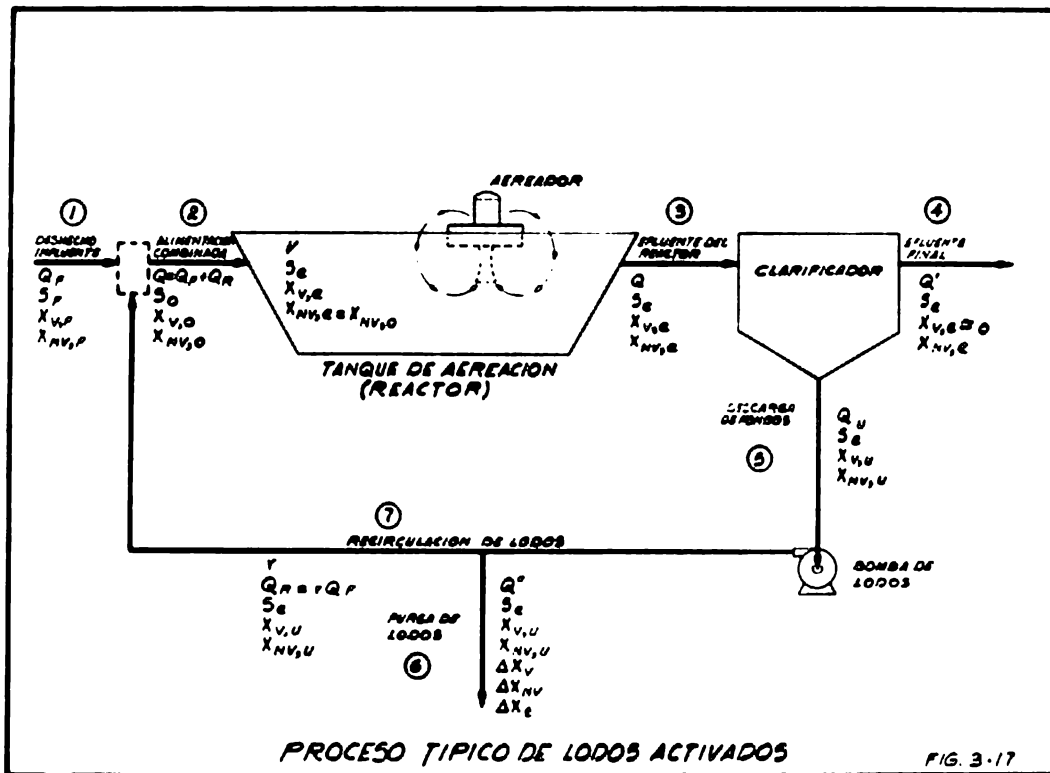
### 3.5). Sistema de Lodos Activados.

El sistema de lodos activados es un proceso continuo de oxidación biológica de la materia orgánica en que las aguas de deshecho conteniendo los materiales orgánicos se ponen en contacto con un cultivo concentrado de microorganismos, bacterias principalmente, en un tanque de aereación desarrollando una floculación de color café formada por billones de dichas bacterias que es separada posteriormente del agua por sedimentación en un tanque clarificador. Una porción de los

lodos biológicos concentrados en el clarificador es recirculada al tanque aereación y mezclada con el deshecho influente a manera de mantener una concentración constante de bacterias en el tanque de aereación; la otra porción es purgada del sistema.

El proceso de lodos activados es en la actualidad el método de tratamiento secundario más común en la purificación de los efluentes de refinerías. En él se logra reducir el contenido de materia orgánica de 100 - 450 mg/l. obtenido a la descarga del tratamiento primario a niveles tan bajos como 20 mg/l expresado como DBO, y los fenoles a 0.05 mg/l. En la figura 3.17 se ilustra un diagrama típico de un sistema de lodos activados; en la tabla 3.2 se describen las diferentes corrientes.

En este trabajo se presenta una breve introducción a la teoría de oxidación biológica y fundamento matemático del proceso así como la descripción de un método de diseño de un sistema de lodos activados. Puesto que el comportamiento y eficiencia de remoción de la materia orgánica del sistema depende primordialmente de la naturaleza y características de dicha sustancia orgánica y del tipo de cultivo biológico utilizado, es necesario efectuar pruebas experimentales previas para determinar tanto el tipo de cultivo biológico más adecuado, así como los parámetros que se utilizarán en su diseño.



PROCESO TÍPICO DE Lodos ACTIVADOS

FIG. 3-17

Tabla 3.2. Definición de Símbolos de la Figura 3.17.

Identificación de Corrientes:

Las corrientes se identifican mediante los siguientes subíndices:

- F : Deshecho influente, corriente 1
- O : Alimentación combinada al tanque de aereación, corriente 2
- e : Efluente final, corriente 3
- u : Descarga de fondo del clarificador, corriente 4

Simbología:

Flujos:

- $Q_F$  : Flujo del deshecho influente, corriente 1
- $Q_R$  : Flujo de Recirculación de lodos, corriente 7
- r : Relación de recirculación.  $r = Q_R/Q_F$  (Adimensional)
- $Q_o = Q$  : Flujo de la alimentación combinada al tanque de aereación, corriente 2  $Q = Q_F + Q_R$

El flujo de alimentación corriente 2 es igual al flujo--  
de descarga corriente 3

- $Q'$  : Flujo del efluente final del clarificador, corriente 4
- $Q''$  : Flujo de las purgas de lodos del clarificador, corriente 6
- $Q_u$  : Flujo de la descarga de fondos del clarificador, corriente 5
- $Q_u = Q_R + Q''$

Concentración de DBO (mg/l):

- $S_F$  : DBO del deshecho influente
- $S_o$  : DBO de la alimentación combinada
- $S_e$  : DBO del efluente final

Tabla 3.2. Definición de Símbolos de la Figura 3.17.

Identificación de Corrientes:

Las corrientes se identifican mediante los siguientes subíndices:

- F : Deshecho influente, corriente 1
- O : Alimentación combinada al tanque de aereación, corriente 2
- e : Efluente final, corriente 3
- u : Descarga de fondo del clarificador, corriente 4

Simbología:

Flujos:

- $Q_F$  : Flujo del deshecho influente, corriente 1
- $Q_R$  : Flujo de Recirculación de lodos, corriente 7
- r : Relación de recirculación.  $r = Q_R/Q_F$  (Adimensional)
- $Q_o = Q$  : Flujo de la alimentación combinada al tanque de aereación, corriente 2  $Q = Q_F + Q_R$

El flujo de alimentación corriente 2 es igual al flujo--  
de descarga corriente 3

- $Q'$  : Flujo del efluente final del clarificador, corriente 4
- $Q''$  : Flujo de las purgas de lodos del clarificador, corriente 6
- $Q_u$  : Flujo de la descarga de fondos del clarificador, corriente 5
- $Q_u = Q_R + Q''$

Concentración de DBO (mg/l):

- $S_F$  : DBO del deshecho influente
- $S_o$  : DBO de la alimentación combinada
- $S_e$  : DBO del efluente final



Concentración de Sólidos Suspendidos volátiles, SSV (mg/l):

- Xv, f : Concentración de SSV en el deshecho influente  
 Xv, o : Concentración de SSV en la alimentación combinada  
 Xv, a : Concentración de SSV en el tanque de aereación. Es igual a la concentración de SSV en el efluente del tanque.  
 Xv, e : Concentración de SSV en el efluente final ( $S_{v,e} \approx 0$ )  
 Xv, u : Concentración de SSV en la descarga de fondo del clarificador.

Concentración de Sólidos Suspendidos No Volátiles SSNV (mg/l)

- Xnv, f : Concentración de SSNV en el deshecho influente  
 Xnv, o : Concentración de SSNV en la alimentación combinada  
 Xnv, a : Concentración de SSNV en el tanque de aereación. Es igual a la concentración de SSNV en el efluente del tanque.  
 Xnv, e : Concentración de SSNV en el efluente final  
 Xnv, u : Concentración de SSNV en la descarga de fondo del clarificador.

Purgas:

- $\Delta X_v$  : Purgas de SSV. Es igual a la generación de SSV en el tanque de aereación.  
 $\Delta X_{nv}$  : Purga de SSNV  
 $\Delta X_t$  : Purga total de SSV + SSNV

Volumen:

- V = Volumen del tanque de aereación

### A). Teoría de la Oxidación Biológica.

Cuando una sustancia orgánica en solución denominada sustrato se pone en contacto con un cultivo de microorganismos, bacterias principalmente, en presencia de oxígeno y nitrógeno y fósforo como nutrientes, los microorganismos utilizan dicha sustancia como alimento y fuente de energía -- produciendo mediante un proceso de síntesis células biológicas nuevas, agua y bióxido de carbono. A medida que el material orgánico que sirve como alimento se va agotando, -- las bacterias empiezan a consumirse entre sí en un proceso denominado Respiración Endógena produciendo agua, bióxido de carbono y un residuo celular no degradable.



La primera reacción corresponde al proceso de síntesis; una parte de la materia orgánica presente es utilizada en la producción de células nuevas mientras que la otra parte es oxidada para producir la energía necesaria para la síntesis de células nuevas y mantener las funciones vitales de las -- existentes. La segunda reacción corresponde al proceso de respiración endógena; después de que la materia orgánica o sustrato ha sido convertida parcialmente a células nuevas, -

las células existentes inician un proceso de autooxidación-sirviendo de alimento entre sí.

La cantidad total de oxígeno utilizado en la oxidación bioquímica de una sustancia orgánica se conoce como su Demanda Biológica de oxígeno, DBO, la cual es una medida indirecta del contenido de dicha sustancia. La oxidación bioquímica es un proceso largo que requiere entre 20 y 100 - - días para efectuarse totalmente, razón por la que para fines prácticos se ha convenido en utilizar la cantidad de -- oxígeno consumido durante los primeros cinco días de reacción y que se denomina  $DBO_5$ . En términos generales la  $DBO_5$  representa aproximadamente 80% de la DBO requerida para la oxidación total de la materia orgánica denominada DBO última.

La  $DBO_5$  de una muestra conteniendo sustancias orgánicas se determina mediante una prueba empírica descrita en el "Standard Methods for the Examination of Water and Waste water"<sup>(2)</sup>. Existen diversos factores que afectan la medición de la  $DBO_5$  como son la presencia de sustancias como - aceite libre, fenoles, amoníaco, y sulfuros. La oxidación del aceite es función del grado de emulsificación siendo -- una reacción lenta para el aceite libre que es difícil cuantificar durante el período de prueba; los fenoles a concentraciones mayores de 5-10 mg/l actúan como bactericidas inhibiendo el proceso de oxidación biológica mientras que a -

las células existentes inician un proceso de autooxidación-sirviendo de alimento entre sí.

La cantidad total de oxígeno utilizado en la oxidación bioquímica de una sustancia orgánica se conoce como su Demanda Biológica de oxígeno, DBO, la cual es una medida indirecta del contenido de dicha sustancia. La oxidación bioquímica es un proceso largo que requiere entre 20 y 100 - - días para efectuarse totalmente, razón por la que para fines prácticos se ha convenido en utilizar la cantidad de -- oxígeno consumido durante los primeros cinco días de reacción y que se denomina  $DBO_5$ . En términos generales la  $DBO_5$  representa aproximadamente 80% de la DBO requerida para la oxidación total de la materia orgánica denominada DBO última.

La  $DBO_5$  de una muestra conteniendo sustancias orgánicas se determina mediante una prueba empírica descrita en el "Standard Methods for the Examination of Water and Waste water"<sup>(2)</sup>. Existen diversos factores que afectan la medición de la  $DBO_5$  como son la presencia de sustancias como - aceite libre, fenoles, amoníaco, y sulfuros. La oxidación del aceite es función del grado de emulsificación siendo -- una reacción lenta para el aceite libre que es difícil cuantificar durante el período de prueba; los fenoles a concentraciones mayores de 5-10 mg/l actúan como bactericidas inhibiendo el proceso de oxidación biológica mientras que a -

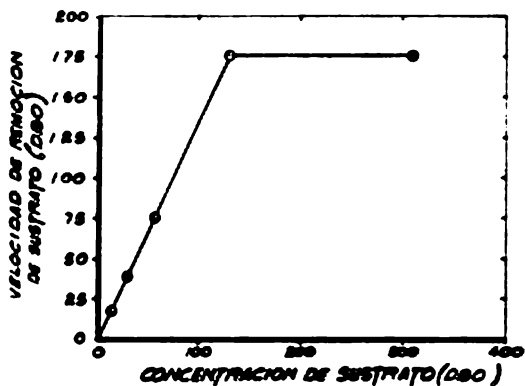
concentraciones menores reaccionan rápidamente; el amoníaco y las aminas son oxidados también biológicamente a nitratos por un tipo especial de bacterias, nitrosomas y nitrobacterias, contribuyendo a aumentar el consumo de oxígeno; la -- presencia de compuestos como los sulfuros y sulfitos compli-- can también la determinación de la  $DBO_5$  al ser oxidados quí-- micamente a sulfatos.

Los mecanismos de reacción de la remoción biológica de materia orgánica no son del todo conocidos. La materia orgánica soluble es rápidamente removida bien sea mediante -- reacciones enzimáticas o fenómenos de superficie o combina-- ción de ambas, mientras que la de la materia en suspensión-- es lenta debiendo solubilarse antes de ser estabilizada. - Son varios los modelos matemáticos que han sido propuestos-- para definir la cinética de remoción de materia orgánica. - en un proceso de oxidación biológica. Todos coinciden en - indicar que la remoción de materia orgánica o sustrato, ex-- presada como DBO, por unidad de células biológicas permane-- ce constante hasta que la concentración de sustrato disminu-- ye a un valor crítico a partir del cual empieza también a - disminuir progresivamente como se indica en la figura 3.18.

Varios investigadores han demostrado que la remoción - de una substancia sola se efectúa conforme a una reacción - de orden cero. Cuando se tiene una mezcla de varias subs-- tancias como es el caso de los deshechos de refinerías y de

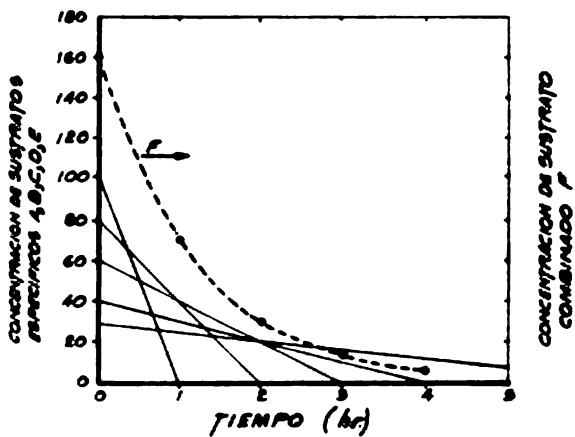
la mayoría de las instalaciones industriales, cada una de las sustancias componentes es removida en forma independiente siguiendo un patrón de orden cero. La acción combinada de la remoción específica de cada uno de los sustratos da como resultado que la remoción de la mezcla se efectúe conforme a una reacción de 1er o 2o. grado aparente, como se ilustra en la figura 3.19. La remoción de la mezcla se efectúa en forma constante permaneciendo en un valor máximo hasta que una de las sustancias es consumida disminuyendo progresivamente conforme las demás sustancias van siendo degradadas.

En la figura 3.20 se representa gráficamente el desarrollo de los fenómenos que se efectúan en un proceso de oxidación biológica. La demanda de oxígeno del sustrato, con una concentración inicial  $S_0$ , disminuye en forma constante hasta que la concentración de sustrato disminuye a un valor crítico después de lo cual también disminuye haciéndose asintótica. La cantidad de bacterias o lodos biológicos se incrementa conforme el sustrato es utilizado para la síntesis de células nuevas hasta que la concentración de aquél se hace limitante, iniciándose entonces la respiración endógena de los sólidos biológicos que los hace disminuir al final del proceso hasta un valor ligeramente mayor a la cantidad inicial. El consumo de oxígeno por unidad de sólidos biológicos contenidos en el sistema se incrementa rápidamente hasta un valor máximo manteniéndose así hasta que se ini



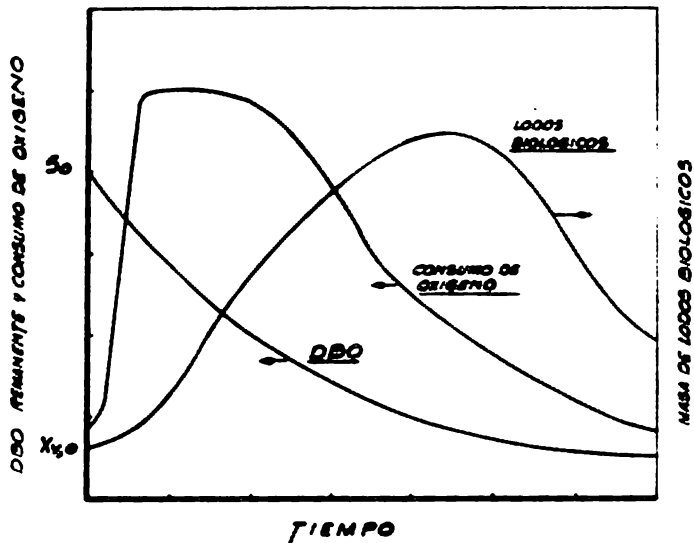
REMOSION DE SUSTRATO POR UNIDAD DE CELULAS BIOLÓGICAS

FIG. 3-18



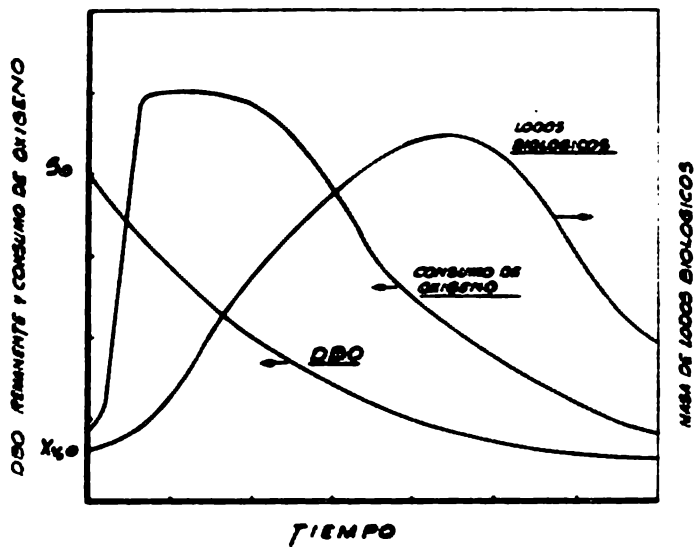
REPRESENTACION GRÁFICA DE LA REMOSION COMBINADA DE SUSTRATOS INDIVIDUALES

FIG. 3-19

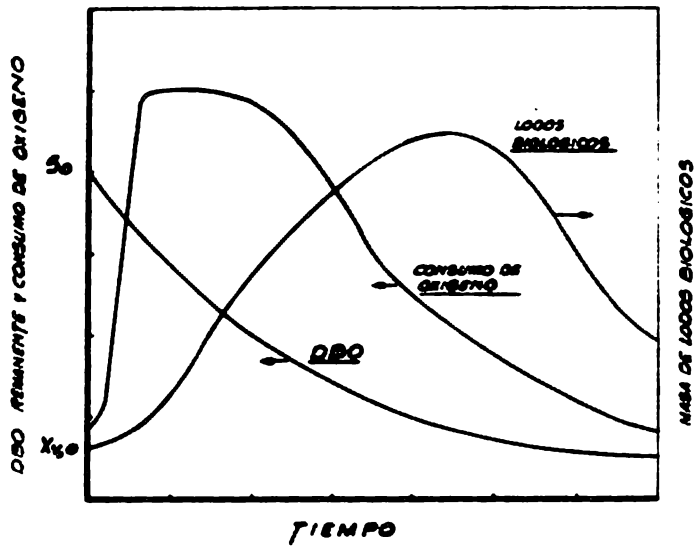


DESARROLLO DEL PROCESO DE OXIDACION BIOLÓGICA





DESARROLLO DEL PROCESO DE OXIDACION  
BIOLÓGICA



DESARROLLO DEL PROCESO DE OXIDACION BIOLÓGICA

cia la respiración endógena, después disminuye volviendo a su valor inicial.

#### B). Aplicación al Proceso de Lodos Activados.

El proceso de lodos activados es probablemente el sistema de tratamiento biológico de drenajes industriales y domésticos más empleado por las ventajas que presenta en cuanto a la calidad del efluente final producido, tiempos de operación y espacio requerido. Este proceso se desarrolló al observar que a concentraciones altas de microorganismos, la degradación biológica de la materia orgánica se efectúa en un tiempo relativamente corto. Si bien existen diversas variantes del proceso las reacciones que en él se efectúan y los criterios de diseño que se aplican son similares. Todas constan básicamente de un tanque o fosa de aereación, denominado reactor, en que la corriente de deshecho se pone en contacto con la población bacteriana concentrada denominada Biomasa efectuándose la oxidación de la materia orgánica y síntesis de células nuevas, y de un tanque sedimentador o clarificador secundario en que se reduce la velocidad de flujo para que la suspensión mezclada de microorganismos precipite por gravedad. La concentración de microorganismos en el tanque de aereación es mantenida entre 2,000 y 4,000 mg/l expresados como sólidos suspendidos volátiles - SSV. El aire necesario para la oxidación y síntesis de la materia orgánica es suministrado por medio de dispositivos-

aeradores del tipo estático como difusores tubulares, del tipo mecánico como los aeradores de superficie o combinación de ambos como son los de tipo turbina.

Las variaciones en el proceso de lodos activados pueden considerarse desde dos puntos de vista: El grado a que se desea que proceda la reacción biológica y el arreglo físico del sistema. Según el grado de reacción se consideran dos variantes principales:

- a) Método Convencional, en que la remoción propiamente dicha de la materia orgánica de la corriente de deshecho y la síntesis y oxidación del sustrato se efectúan en un solo paso en el reactor. Este método produce un exceso de lodos biológicos activos que de alguna forma deben ser neutralizados y eliminados. Digestión aeróbica y anaeróbica, incineración o utilización como relleno son algunos de los métodos de disposición de estos sólidos biológicos.
- b) Aereación Extendida u Oxidación Total, en que además de la remoción, oxidación y síntesis del sustrato, se efectúa totalmente la autooxidación o respiración endógena de las células biológicas que resulta en una producción mínima de sólidos biológicos. Se utiliza mayormente cuando la capacidad requerida del sistema no excede de 0.2 MGD.

Según el arreglo físico las variantes principales se ilustran en la figura 3.21: Proceso convencional, Aerea-

ción por Pasos, Totalmente Mezclado y Estabilización-Contacto.

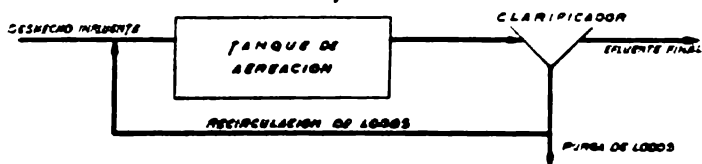
a) Proceso Convencional o de Flujo Tapón.

Este fué el primer proceso de lodos activados en desarrollarse. En él, el tanque de aereación es de forma rectangular con la alimentación en un extremo y la descarga en el lado opuesto. El deshecho influente se mezcla a la entrada del tanque con la porción de los lodos biológicos-concentrados retornados del clarificador. La remoción del sustrato, y la oxidación y síntesis de células nuevas se efectúa a lo largo del tanque; la reacción es rápida al principio y disminuye con la distancia corriente abajo conforme la concentración de sustrato va disminuyendo. Este sistema tiene la desventaja de que la demanda de oxígeno disminuye corriente abajo en el reactor, requiriéndose que los dispositivos de aereación sean distribuidos en forma no uniforme o bien modular el suministro de aire, ó ambas cosas. Puesto que la suspensión integrada por el deshecho influente y las células biológicas no es totalmente mezclada en el interior del reactor los cambios bruscos en la composición del influente afectan notablemente el funcionamiento del sistema.

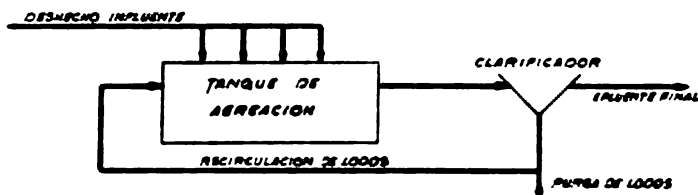
b) Aereación por Pasos.

Este sistema al igual que el completamente mezclado -

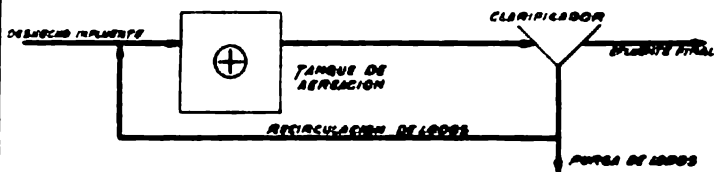
## VARIANTES EN EL ARREGLO DE LOS SISTEMAS DE LODOS ACTIVADOS



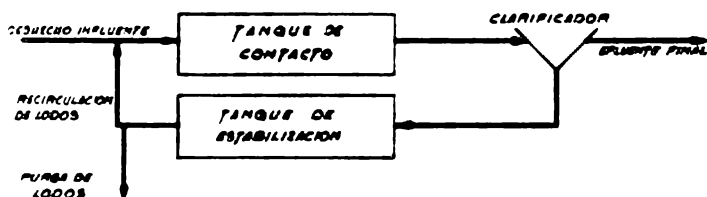
a) PROCESO CONVENCIONAL



b) AERACION POR PASOS



c) COMPLETAMENTE MEZCLADO



d) ESTABILIZACION - CONTACTO

pueden considerarse como variantes del sistema convencional. El deshecho influente y los lodos biológicos recirculados son alimentados en varios puntos a lo largo del tanque reactor, de forma también rectangular, logrando así un mejor mezclado que ayuda a uniformizar el consumo de oxígeno en el reactor y reduce los efectos de los cambios en la concentración del influente.

c) Proceso completamente mezclado.

Este es el sistema considerado en este trabajo. En él, el deshecho influente y la porción de lodos biológicos recirculados se mantienen constantemente mezclados por lo que la concentración de sustrato y sólidos biológicos es uniforme en todos los puntos del tanque reactor. Al ser uniforme la concentración, la demanda de oxígeno es también uniforme y el equipo de aereación puede ser colocado en forma equidistante. El tanque reactor es de forma circular o cuadrada y los aereadores son del tipo mecánico de superficie, que cumplen la doble función de reponer el aire disuelto del agua que está siendo utilizado y de mantener constantemente agitada la suspensión en el reactor.

d) Proceso de Estabilización-Contacto.

Esta variante se desarrolló al observar que ciertos tipos de sustratos en suspensión y forma coloidal son rápidamente removidos de la corriente integrándolos mediante

fenómenos de superficie a las células biológicas. El deshecho influente se pone en contacto con la corriente recirculada de lodos concentrados del clarificador; el sustrato en forma coloidal o en suspensión es floculado e integrado a la superficie de las células biológicas en un tiempo relativamente corto, 30 a 60 minutos; los lodos floculados son separados del líquido en el clarificador secundario y son transferidos a un tanque de reaeración o estabilización donde se continúa la oxidación y síntesis del sustrato removido en el reactor. Este sistema tiene mayor utilización en el tratamiento de desechos en que la materia orgánica se encuentra en suspensión como son los drenajes domésticos.

### C). Cinética del Proceso.

Las principales reacciones que se efectúan en el proceso de lodos activados son las siguientes en orden progresivo:

- a). Remoción inicial de la materia orgánica de la corriente, en que la mayor parte del sustrato es incorporado a las células biológicas en un tiempo relativamente corto: El sustrato en suspensión mediante floculación y coagulación y mediante adsorción el sustrato en solución y forma coloidal.
- b). Oxidación progresiva y síntesis del sustrato removido - resultando en células nuevas,  $H_2O$  y  $CO_2$ . Esta reacción,-

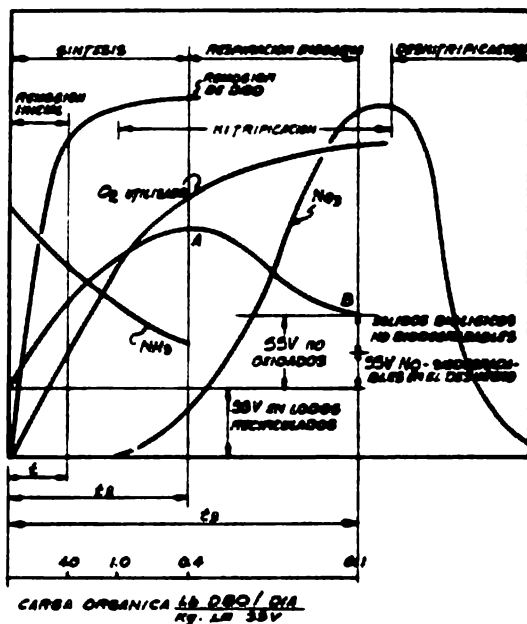
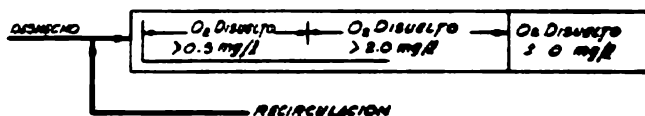


representada por la ecuación 13, se efectúa en el mismo tanque utilizado para la remoción inicial o en un tanque separado de aereación de los lodos biológicos. Los tiempos de aereación para la oxidación biológica varían entre 4 y 6 horas.

c). Autooxidación o respiración endógena de los lodos biológicos con productos finales de  $H_2O$ ,  $CO_2$ , N, P y un residuo celular no biodegradable dada por la ecuación 14. Este residuo celular representa aproximadamente 23% de los sólidos biológicos presentes en el sistema cuando la reacción se efectúa en su totalidad. Se realiza en el tanque clarificador o en un tanque separado de aereación de los lodos.

d). Oxidación del amoníaco y aminas a nitritos y nitratos.- Esta reacción conocida como nitrificación no necesariamente ocurre; se requiere desde luego la presencia de dichos compuestos y que el tiempo de residencia se prolongue lo suficiente para permitir el desarrollo de las bacterias nitrificantes. Regularmente se inicia con un retraso que puede ser hasta de 10 días respecto a la de remoción y oxidación de la materia orgánica.

En la figura 3.22 se ilustra gráficamente el comportamiento típico del proceso de lodos activados. El tiempo  $t_1$  corresponde a la etapa de remoción inicial en que la mayor parte del sustrato presente expresado como DBO, es removido de la corriente; el tiempo  $t_2$  corresponde a la eta-



REPRESENTACION ESQUEMATICA DE LAS REACCIONES DESARROLLADAS EN EL PROCESO DE Lodos ACTIVADOS

pa de oxidación y síntesis del sustrato removido; el tiempo  $t_3$  corresponde a la autooxidación de los microorganismos. Si se desea continuar la reacción hasta la oxidación del amoníaco (nitrificación) es necesario incrementar el tiempo de reacción.

El estudio de la cinética del proceso permite conocer la rapidez a la cual un cultivo bacteriológico degrada una sustancia orgánica, y suministra información básica para el planteamiento de un modelo matemático y diseño de los sistemas de tratamiento biológico. Considérese el proceso de lodos activados totalmente mezclado ilustrado en la figura 3.17. Las diferentes corrientes están caracterizadas por 3 componentes principales:

- Concentración de DBO o sustrato,  $S_i$ , que es una medida del contenido de materia orgánica.
- Concentración de células biológicas biodegradables  $X_{v,i}$  expresados como sólidos suspendidos volátiles SSV. - - Puesto que la mezcla de deshecho influente y lodos biológicos retornados del clarificador se mantiene constantemente agitada en el reactor se le denomina licor-mezclado LM, y LMSSV a los sólidos biológicos degradables contenidos en el reactor.
- Concentración de sólidos biológicos no degradables,  $X_{nv,i}$  expresados como sólidos suspendidos no volátiles SSVN siendo LMSSNV los sólidos no volátiles contenidos en el reactor.

En un proceso no continuo como ya se indicó con anterioridad, el contenido de DBO o concentración de sustrato  $S$  disminuye rápidamente en forma constante durante la fase de remoción inicial del sustrato; posteriormente la disminución se hace menor gradualmente conforme el sustrato se va agotando. Transcurrido un tiempo  $t_2$  en que la concentración de sustrato ha disminuido hasta un valor crítico (ver figura 3.22) se inicia la autooxidación de las células que abate la concentración de microorganismos. Las diferencias básicas entre un proceso continuo y uno no continuo son:

- a). Concentración de DBO. Mientras que un proceso no continuo la concentración de sustrato varía conforme transcurre la reacción, en un sistema continuo y totalmente mezclado se mantiene en un valor constante  $S_e$ .
- b). Concentración de sólidos suspendidos volátiles. Al igual que la DBO, la concentración  $X_{v,i}$  de SSV varía con el tiempo en un sistema no continuo mientras que en un proceso continuo se mantiene constante mediante la recirculación de una cantidad determinada de los lodos biológicos concentrados en el clarificador.

#### D). Modelo Matemático de Remoción de DBO.

Para las concentraciones generalmente implicadas en los efluentes de refinerías, la rapidez de remoción de sus-

túa conforme a una reacción de primer orden expresada mediante la ecuación 15:

$$\frac{dS}{dt} = -K \cdot S \quad (15)$$

siendo:

S = Concentración de Sustrato expresado como  $\frac{\text{mg DBO}}{\text{l}}$

t = Tiempo en días

K = Coeficiente de velocidad de remoción de sustrato  $\text{Dfa}^{-1}$

Expresando la remoción del sustrato en función de la concentración de las células biológicas MLSSV presentes en el reactor se tiene

$$\left(\frac{1}{X_{v,a}}\right) \left(\frac{dS}{dt}\right) = k \cdot S \quad (16)$$

donde:

$X_{v,a}$  = Concentración de células biológicas en el reactor expresadas como  $\text{mg. LMSSV/l}$ .

k = Coeficiente específico de remoción de sustrato  $\text{Dfa}^{-1} / \frac{\text{mg LMSSV}}{\text{l}}$ .

De lo anterior se sigue que  $k = -K/X_{v,a}$ . El signo negativo ya ha sido incluido en el valor de k.

De la ecuación 16 se tiene:

$$\frac{dS}{dt} = k X_{v,a} \cdot S \quad \text{--- (17)}$$

Para un tiempo  $t_r$  igual al tiempo de residencia del reactor de la figura 3.17, la concentración de sustrato  $S$  es equivalente a la concentración  $S_e$ , mantenida en el reactor por lo que la ecuación 17 se escribe:

$$\frac{dS}{dt_r} = k \cdot X_{v,a} \cdot S_e \quad \text{--- (18)}$$

Efectuando un balance de remoción de sustrato alrededor del sistema:

$$\text{DBO influyente} - \text{DBO efluente} = \text{DBO removido} \quad \text{--- (19)}$$

En un sistema completamente mezclado la concentración de sustrato a la descarga del reactor es la misma que en el interior y por lo tanto:

$$\text{DBO influyente} = S_0 Q_0, \text{ y } \text{DBO efluente} = S_e Q_e$$

La remoción específica de sustrato está dada por la ecuación 17. Multiplicando dicho valor por el volumen del reactor se obtiene la cantidad total de DBO removida escribiéndose el balance como:

$$S_o \cdot Q_o - S_e \cdot Q_e = k X_{v,a} \cdot S_e \cdot V_r \quad (20)$$

Puesto que

$$Q_o = Q_e = Q \quad \text{y} \quad V_r = Q \cdot t_r \quad \text{se tiene:}$$

$$Q (S_o - S_e) = k X_{v,a} \cdot S_e \cdot Q \cdot t_r$$

de donde cancelando términos se tiene:

$$\frac{S_o - S_e}{X_{v,a} t_r} = k S_e \quad (21)$$

Esta ecuación corresponde a la remoción total de sustrato por unidad de SSV presentes en el reactor. Para los casos en que una fracción del sustrato es no degradable -- aún después de tiempos de residencia prolongados esta ecuación se modifica a

$$\frac{S_o - S_e}{X_{v,a} t_r} = k (S_e - S_n) \quad (22)$$

donde

$S_n$  = Concentración de la fracción de sustrato no degradable

El tiempo  $t_r$  de las ecuaciones 21 y 22 es el tiempo de residencia necesario para efectuar la remoción biológica de la materia orgánica. Graficando la ecuación 22 - -  $(S_e - S_n)$  - vs -  $(S_o - S_e) / X_{v,a} t$  se obtiene una línea -

recta como la de la figura 3.23 cuya pendiente es igual a - la constante de remoción  $k$ . La intersección al origen sobre el eje de las abscisas corresponde a la concentración  $S_n$  de la fracción no degradable. Cuando el sustrato es 100% biodegradable  $S_n = 0$  y la recta interseca el origen.

Al igual que cualquier proceso biológico, el funcionamiento de los sistemas de lodos activados es dependiente de la temperatura la cual afecta directamente la velocidad de reacción. Este efecto se representa en la ecuación 23:

$$k_2 = k_1 \theta^{(T_2 - T_1)} \quad - - - - - \quad (23)$$

donde:

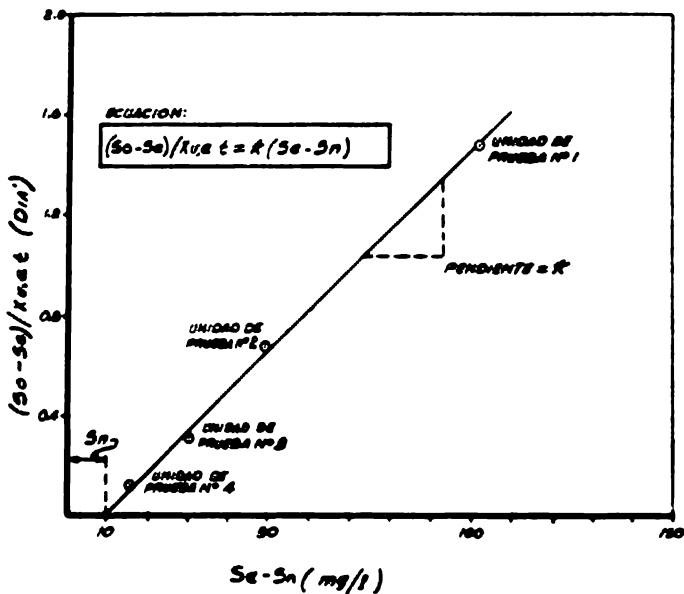
$k_1$  = Coeficiente específico de remoción de Sustrato a temperatura  $T_1$

$k_2$  = Coeficiente específico de remoción de Sustrato a temperatura  $T_2$

$\theta$  = Coeficiente de corrección por temperatura

La ecuación 21 se aplica regularmente en un rango de 4 a 35°C con un mínimo porcentaje de error. El coeficiente  $\theta$  que es característico de cada muestra también varía con el tipo de proceso y método de aereación utilizado. Para el rango de temperaturas anterior varía regularmente entre - - 1.05 y 1.06 para el proceso de lodos activados.





DETERMINACION GRAFICA DEL COEFICIENTE DE VELOCIDAD ESPECIFICA DE REMOSION DE MATERIA ORGANICA  $k$  (BASE DBO)

### E) Modelo de Producción de Sólidos.

Como se estableció con anterioridad, durante la etapa de síntesis una fracción de la materia orgánica es utilizada para la formación de nuevas células biológicas mientras que la fracción remanente es oxidada para obtener la energía necesaria para cubrir las funciones vitales de los microorganismos, y durante el proceso de respiración endógena una fracción de los microorganismos presentes en el sistema es oxidada para servir de sustento de los demás. El incremento neto de sólidos biológicos está dado por la diferencia entre las células producidas durante la síntesis menos las células autoconsumidas en la respiración endógena. En un sistema continuo el incremento anterior se expresa como:

$$\Delta X_v = a (S_o - S_e) Q - b X_{v,a} V \quad (24)$$

siendo:

$\Delta X_v$  : Incremento neto de sólidos biológicos expresados como sólidos suspendidos volátiles LMSSV (Kg/dfa o Lb/dfa).

$S_o - S_e$ : Cambio en la concentración de sustrato (mg/l)

$X_{v,a}$  : Concentración de células biológicas en el reactor expresadas como LMSSV (mg/l)

$a$  : Fracción del sustrato removido sintetizado en células nuevas (Kg ó Lb LMSSV producidos/Kg. ó lb de --

sustrato removido)

- b** : Coeficiente de respiración endógena ( $\text{d} \cdot \text{d} \cdot \text{a}^{-1}$ ).
- Q** : Flujo del efluente de deshecho. ( $\text{m}^3/\text{d} \cdot \text{a}$  o  $\text{Gal}/\text{d} \cdot \text{a}$ )
- V** : Volumen del reactor ( $\text{m}^3$  ó  $\text{Gal}$ .)

**Nota:** Dependiendo del sistema de unidades con que se trabaja, decimal o inglés, se deberán incluir factores de corrección pues tanto la concentración de sustrato o materia orgánica DBO como la de células biológicas - SSV se acostumbra expresarla en  $\text{mg}/\text{l}$ .

Hasta ahora únicamente se ha considerado el incremento en sólidos biológicos degradables SSV; sin embargo un balance de sólidos totales incluye tanto a los sólidos biodegradables como los no-biodegradables expresados como sólidos - suspendidos no volátiles SSV. En un sistema continuo y para mantener una concentración constante de sólidos en el reactor es necesario que el total de sólidos alimentados -- SSV y SSV, así como los producidos durante la degradación-biológica sean separados del sistema.

$\text{SS totales alimentados} + \text{SS producidos} = \text{SS totales descargados}$ .

Puesto que el reactor se mantiene constantemente agitado los sólidos volátiles y los no-volátiles no precipitan - en su interior. En el tanque clarificador se reduce la ve-

locidad del efluente del reactor, permitiendo que casi la totalidad de los SSV y una parte de los SSMV precipiten descargándose por el fondo. Una porción de los sólidos concentrados en el clarificador, corriente  $Q_R$ , es recirculada al reactor y mezclada con el deshecho influente mientras que la porción remanente, corriente  $Q''$ , es purgada del sistema. La composición de estas dos corrientes,  $Q_R$  y  $Q''$ , es la misma.

Efectuando un balance de SSV en el sistema se tiene:

$$X_{v,f} \cdot Q_F + \Delta X_v = X_{v,u} Q'' + X_{v,e} Q'' \quad \text{--- (25)}$$

siendo:

$$\Delta X_v = a (S_0 - S_e) \cdot \theta - b \cdot X_{v,a} V$$

Asumiendo que la separación de SSV en el clarificador es 100% efectiva, esto es  $X_{v,e} = 0$ , la ecuación 25 se escribe:

$$X_{v,u} Q'' = a (S_0 - S_e) Q - b X_{v,a} V + X_{v,f} Q_F \quad \text{--- (26)}$$

Sea  $X_{nv,i}$  la concentración de los sólidos suspendidos no biodegradables SSMV. A la descarga del reactor la concentración de SSMV es la misma que la del interior  $X_{nv,a}$  la cual a su vez es igual a la de la alimentación  $X_{nv,o}$  debido a la constante agitación y a que no se tiene producción de SSMV en el interior. El balance general de SSMV se es--

$$X_{nv,f} \cdot Q_F = X_{nv,e} \cdot Q' + X_{nv,u} \cdot Q'' \quad - - - (27)$$

siendo  $X_{nv,u} \cdot Q''$  la cantidad de SSNV precipitados en el clarificador que es necesario purgar del sistema. Puesto que  $Q_F = Q' + Q''$  la ecuación 27 se modifica a:

$$\Delta X_{nv} = X_{nv,u} \cdot Q'' = Q_F (X_{nv,f} - X_{nv,e}) + X_{nv,e} \cdot Q'' \quad - - (28)$$

sumando las ecuaciones 26 y 28 se obtiene la producción total de lodos biológicos  $\Delta X_T$ , volátiles y no-volátiles:

$$\Delta X_T = a(S_0 - S_e) Q - b X_{v,a} V + X_{v,f} Q_F + Q_F (X_{n,v,f} - X_{n,v,e}) + X_{n,v,e} Q'' \quad - - (29)$$

#### F). Modelo de Utilización de Oxígeno.

En general en un sistema aeróbico el consumo de oxígeno es determinado por las siguientes reacciones:

- Oxidación biológica de la materia orgánica. Una fracción del sustrato removido es oxidado para obtener la energía necesaria para la síntesis de células nuevas y sustento de las existentes.
- Respiración endógena en que una fracción de las células biológicas presentes en el sistema es oxidada para

- Oxidación o nitrificación del amoníaco a nitritos y nitratos.
- Oxidación química de compuestos oxidables.

En un sistema continuo el consumo total de oxígeno se escribe:

$$O_2 = a' (S_0 - S_e) Q + b' X_{v,a} V + R_n + R_q \quad \text{--- (30)}$$

donde:

- $O_2$  = Consumo total de oxígeno (Kg. ó Lb.  $O_2$ /dfa).
- $(S_0 - S_e)$  = Sustrato removido (mg/l)
- $X_{v,a}$  = Concentración de células biológicas en el sistema (mg. LMSSV/l).
- $a'$  = Coeficiente de utilización de Oxígeno (Kg  $O_2$ /Kg. DBO removido ó Lb  $O_2$ /Lb DBO)
- $b'$  = Coeficiente de autooxidación  $\text{Días}^{-1}$
- $Q$  = Flujo del efluente ( $\text{m}^3/\text{dfa}$  ó MG/dfa\*)
- $V$  = Volumen del reactor ( $\text{m}^3$  ó MG)
- $R_n$  = Oxígeno consumido en el proceso de nitrificación
- $R_q$  = Oxígeno consumido en la oxidación química
- \*MG =  $10^6$  Galones

Si las reacciones de nitrificación y oxidación química son mínimas la ecuación 30 se puede escribir como:

$$O_2 = a' (S_0 - S_e) Q + b' X_{v,a} V \quad \text{--- (31)}$$

Esta ecuación representa el consumo total de oxígeno en el proceso de degradación biológica. Puesto que  $Q = V/t$  y reorganizando la ecuación anterior se tiene

$$\frac{O_2}{V} = \frac{a' (S_0 - S_e)}{t} + b' X_{v,a}$$

donde  $O_2/V = R_r =$  Consumo de oxígeno por unidad de volumen del reactor. (kg/hr)/m<sup>3</sup> ó (lb/hr)/Gal.

Expresando  $R_r$  en función de la concentración de células biológicas en el reactor:

$$\frac{R_r}{X_{v,a}} = \frac{a' (S_0 - S_e)}{X_{v,a} \cdot t} + b' \quad \text{--- (32)}$$

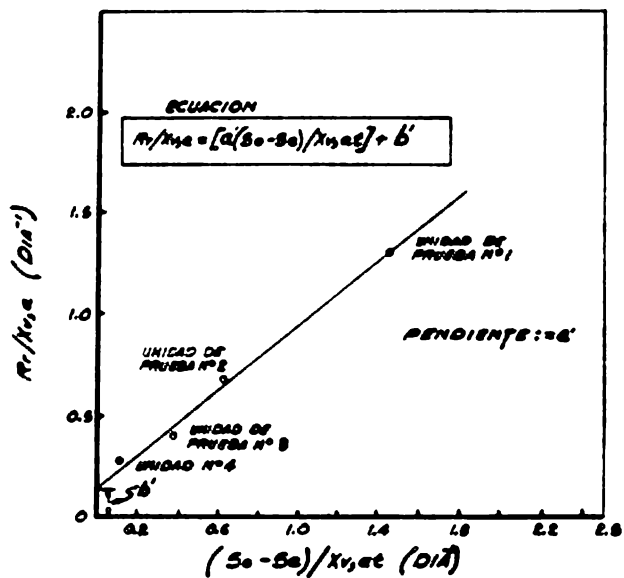
siendo

$$R_r/X_{v,a} = (\text{kg } O_2/\text{hr})/\text{kg LMSV} \text{ ó } (\text{lb } O_2/\text{hr}) / \text{lb LMSV}$$

Graficando la ecuación 32,  $(S_0 - S_e) / X_{v,a} t$  - vs  $\frac{R_r}{X_{v,a}}$ , se obtiene una línea recta como la de la figura 3.2.4. Los coeficientes  $a'$  y  $b'$  corresponden a la pendiente de la recta y ordenada al origen respectivamente.

#### G). Asentamiento de los Lodos Biológicos.

Una operación exitosa de los sistemas de lodos activados requiere que los sólidos biológicos producidos en el --



DETERMINACION GRAFICA DE LOS COEFICIENTES DE UTILIZACION DE OXIGENO  $a'$  y  $b'$



reactor sean fácilmente separados en el tanque clarificador. Una mala sedimentación provoca que la corriente de licor clarificado arrastre células biológicas; al no tener estos microorganismos suficiente alimento puesto que el sustrato ya ha sido removido previamente en el reactor, inician el proceso de respiración endógena para servir de alimento entre contribuyendo de esta forma a aumentar la demanda de oxígeno del efluente lo cual es indeseable. Por otra parte, una compactación pobre de los lodos sedimentados produce una concentración baja de células biológicas en la corriente de recirculación del clarificador que en un momento dado pudiera limitar la concentración de sólidos biológicos en el reactor. La concentración óptima de sólidos en los fondos del clarificador varía regularmente entre 10,000 y 15,000 mg/l.

La velocidad de asentamiento y el grado de compactación que puedan alcanzar son dos características de los lodos activados de vital importancia en el diseño de los sistemas de tratamiento. Estas dos características son regularmente una función de la cantidad de materia orgánica alimentada al sistema por unidad de células biológicas denominada Carga Orgánica F/M:

$$\frac{F}{M} = \frac{Q S_o}{X_{v,a} V} \quad \text{---} \quad (33)$$

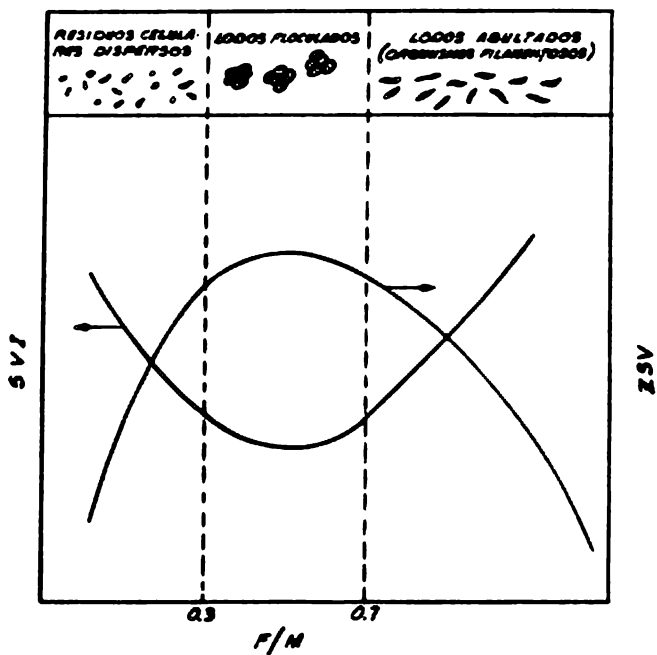
donde:

$$F/M = (\text{Kg DBO}/\text{día})/\text{Kg LMSSV } \delta \text{ (Lb DBO}/\text{día})/\text{Lb LMSSV}$$

La relación entre estas dos características de los lodos y la carga orgánica se ilustra en la figura 3.25. Cuando la carga orgánica F/M es baja, el sustrato alimentado es insuficiente para mantener el proceso de síntesis ocasionando que las células inicien el proceso de respiración endógena. Los residuos celulares producto de la autooxidación -- son muy ligeros formando una suspensión dispersa difícil de sedimentar. Por el contrario, cuando se tiene un exceso de alimento, valores altos de F/M, se favorece el desarrollo de ciertos tipos de microorganismos de naturaleza filamentosos con propiedades de floculación y asentamiento también pobres que se conocen como lodos abultados. Entre estos dos extremos los lodos biológicos desarrollan buenas características de floculación y asentamiento denominándoseles lodos floculados.

La figura 3.25 es una gráfica de la velocidad de asentamiento ZSV y del índice volumétrico de los lodos SVI en función de la carga orgánica. El índice volumétrico de los lodos SVI que se define como el volumen en  $\text{cm}^3$  ocupado por 1 gramo de lodos después de sedimentar durante 30 segundos es una medida del grado de compactación.

Es importante que los valores óptimos de F/M, ZSV y -- SVI se determinen experimentalmente ya que pueden variar -- considerablemente dependiendo de la naturaleza del deshecho y características del cultivo bacteriológico utilizado en ba--



**CARACTERÍSTICAS DE ASENTAMIENTO DE LOS LODOS ACTIVADOS EN FUNCIÓN DE LA CARGA ORGÁNICA.**

se a experiencias previas se ha determinado que los valores óptimos varían comúnmente dentro de los siguientes rangos:

$$F/M : 0.3 - 0.7 \text{ día}^{-1}$$

$$ZSV : 15 - 20 \text{ pies/hr.}$$

De la ecuación 33 y puesto que  $t = V/Q$  se tiene que:

$$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{X_{v,a}} \cdot \frac{1}{t}$$

de donde:

$$t = \frac{S_0}{X_{v,a} (F/M)} \text{ ----- (34)}$$

siendo  $t$  el tiempo de residencia necesario para obtener todos biológicos con características de asentamiento óptimas. Este tiempo  $t$  de la ecuación 34 es diferente del obtenido a partir de la ecuación 22, el cual es el tiempo de residencia requerido para efectuar la reacción de degradación biológica de la materia orgánica.

#### H). Modelo de Transferencia de Oxígeno.

Durante el proceso de la degradación biológica se utiliza el oxígeno disuelto en el agua, tanto para la síntesis de células nuevas como para la respiración endógena de los microorganismos, debiendo reponer continuamente la cantidad de oxígeno que está siendo utilizado para no inhibir el desarrollo de la reacción. En el proceso de losodos activados y para la naturaleza de los efluentes normalmente emanados de las refinerías, la concentración de oxígeno disuelto que se debe mantener en el reactor varía entre 1.5 y 2 mg/l como mínimo.

La solubilidad del oxígeno en agua es descrita por la ley de Henry la cual establece que la concentración de un gas disuelto en un líquido es directamente proporcional a la presión parcial de dicho gas en la fase gaseosa que está en contacto con el líquido, esto es:

$$C_s = K_s \cdot p \quad - - - - - (35)$$

donde:

$C_s$  = Concentración del gas en el líquido al valor de saturación.

$K_2$  = Constante de proporcionalidad

$P$  = Presión parcial del gas en la fase gaseosa.

Para las condiciones de flujo turbulento normalmente implicadas en la aereación de los sistemas de tratamiento-

biológico y asumiendo que la resistencia de la película líquida controla la transferencia, la absorción de oxígeno por el agua se comporta conforme a una reacción de primer orden, esto es:

$$\frac{dC}{dt} = K_{La} (C_s - C) \quad \text{---} \quad (36)$$

siendo:

$C$  = Concentración de oxígeno disuelto en el agua al tiempo  $t$  (mg/l).

$C_s$  = Concentración de oxígeno disuelto al valor de saturación (mg/l).

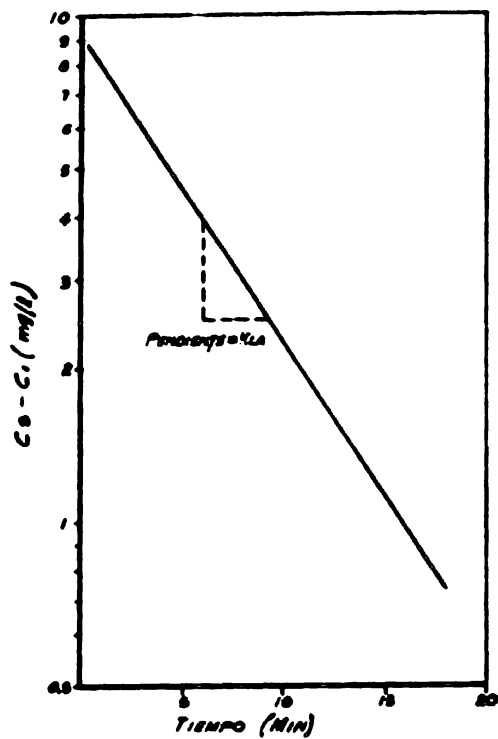
$K_{La}$  = Coeficiente global de transferencia de oxígeno (tiempo<sup>-1</sup>).

Integrando la ecuación 36 se obtiene que el coeficiente  $K_{La}$  se expresa como:

$$K_{La} = \frac{2.303 \log \frac{C_s - C_1}{C_s - C_2}}{t_2 - t_1} \quad \text{---} \quad (37)$$

Si se grafica la ecuación anterior en papel semilogarítmico se obtiene una recta como la de la figura 3.26 cuya pendiente es igual al coeficiente  $K_{La}$ .

Al igual que en el proceso de oxidación biológica, la



DETERMINACION GRAFICA DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DEL OXIGENO  $K_{La}$

bido a cambios en la difusividad molecular. Este efecto se define mediante la ecuación:

$$(K_{La})_2 = (K_{La})_1 \theta^{(T_2 - T_1)} \quad \dots \quad (38)$$

siendo:

$(K_{La})_1$  = Coeficiente de transferencia de oxígeno a la Temp.  $T_1$

$(K_{La})_2$  = Coeficiente de transferencia de oxígeno a la Temp.  $T_2$

$\theta$  = Factor de corrección por temperatura.

Para los sistemas de lodos activados que utilizan aeradores del tipo mecánico el valor de  $\theta$  varía generalmente entre 1.024 y 1.028.

Además de la temperatura existen otros factores que también tienen influencia sobre la transferencia de oxígeno al agua como son:

- Naturaleza y concentración de compuestos disueltos en la corriente.
- Características del equipo de aereación utilizado.
- Grado de agitación que afecta la superficie de transferencia.

Dada la gran variedad en la naturaleza y concentraciones de los compuestos y sustancias que pueden encontrar-



se disueltos en el agua, es práctica común referir la capacidad de absorción de oxígeno de una solución acuosa, como es el caso de los efluentes, a aquella correspondiente al agua pura mediante factores de corrección  $\alpha$  y  $\beta$  los cuales se definen como:

$$\alpha = \frac{K_{La} \text{ Solución}}{K_{La} \text{ agua}} \quad \text{--- (39)}$$

y

$$\beta = \frac{C_s \text{ Solución}}{C_s \text{ agua}} \quad \text{--- (40)}$$

entendiendo como agua pura el agua natural no contaminada.

Para los efluentes de refinerías normalmente implicados  $\alpha$  varía entre 0.5 y 0.9 mientras que  $\beta$  entre 0.92 y 0.98.

Los fabricantes de los equipos de aereación normalmente evalúan la capacidad de transferencia de sus unidades en agua natural a condiciones estándar, 1 atmósfera y -- 20 °C, y cero oxígeno disuelto, por lo que es necesario relacionar dicha capacidad estándar a las condiciones de operación reales que se tienen en los sistemas de tratamientos biológicos mediante la siguiente ecuación:

$$M = M_O \frac{BC_{sw} - C_L}{C_s} \alpha \frac{P_w}{P_s} \theta^{(T_w - T_s)} \quad \text{--- (41)}$$

se disueltos en el agua, es práctica común referir la capacidad de absorción de oxígeno de una solución acuosa, como es el caso de los efluentes, a aquella correspondiente al agua pura mediante factores de corrección  $\alpha$  y  $\beta$  los cuales se definen como:

$$\alpha = \frac{K_{La} \text{ Solución}}{K_{La} \text{ agua}} \quad \text{---} \quad (39)$$

y

$$\beta = \frac{C_s \text{ Solución}}{C_s \text{ agua}} \quad \text{---} \quad (40)$$

entendiendo como agua pura el agua natural no contaminada.

Para los efluentes de refinerías normalmente implicados  $\alpha$  varía entre 0.5 y 0.9 mientras que  $\beta$  entre 0.92 y 0.98.

Los fabricantes de los equipos de aereación normalmente evalúan la capacidad de transferencia de sus unidades en agua natural a condiciones estándar, 1 atmósfera y 20 °C, y cero oxígeno disuelto, por lo que es necesario relacionar dicha capacidad estándar a las condiciones de operación reales que se tienen en los sistemas de tratamientos biológicos mediante la siguiente ecuación:

$$M = M_0 \frac{RC_{sw} - C_L}{C_s} \alpha \frac{P_w}{P_s} \theta^{(T_w - T_s)} \quad \text{---} \quad (41)$$

siendo:

$N_0$  = Transferencia de oxígeno en Kg. o Lb.  $O_2$ /hp. hr. en agua natural a condiciones estándar, 1 atmósfera y 20°C. Valor suministrado por el fabricante.

$N$  = Transferencia de oxígeno a las condiciones reales de operación.

$C_s$  = Concentración de oxígeno disuelto al valor de saturación en agua pura a condiciones estándar (9.2 mg/l.)

$C_{sw}$  = Concentración de oxígeno disuelto al valor de saturación en la muestra de deshecho, mg/l.

$C_L$  = Concentración de diseño de oxígeno disuelto mg/l.

$\alpha$  = Cociente de transferencia de oxígeno en el deshecho y el agua  $(k_{La} \text{ deshecho} / k_{La} \text{ agua})$ .

$\beta$  = Cociente de concentración de oxígeno disuelto a saturación del deshecho al agua  $C_s \text{ deshecho} / C_s \text{ agua}$ .

$P_s$  = Presión atmosférica estándar (760 mm. Hg.)

$P_w$  = Presión atmosférica a las condiciones reales de trabajo.

$\theta$  = Coeficiente de corrección por temperatura

$T_s$  = Temperatura a condiciones estándar (20 °C)

$T_w$  = Temperatura del tanque de aireación a las condiciones reales de operación (°C).

La aireación en el proceso de lodos activados cumple

un doble propósito:

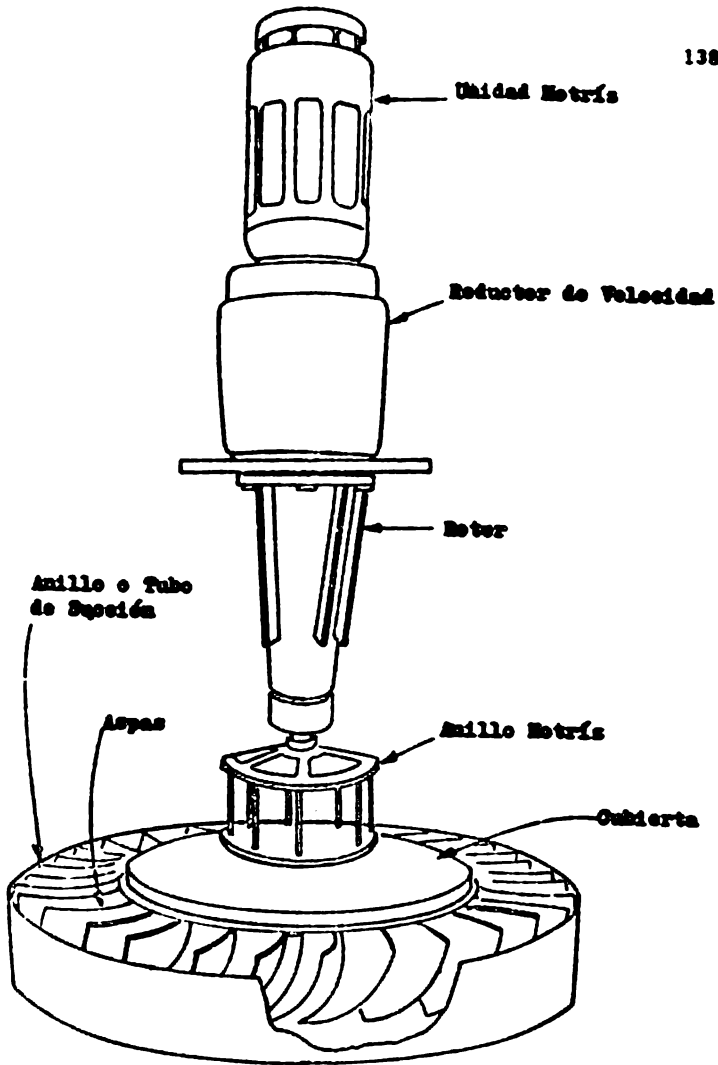
- a) Proveer y mantener la concentración de oxígeno disuelto necesario para el proceso de degradación biológica, - 1.5 a 2.0 mg/l como mínimo.
- b) Mantener constantemente mezclada la suspensión biológica con el desecho influente en el reactor.

Estas dos acciones las efectúan eficientemente los aeradores tipo mecánico como el ilustrado en la figura -- 3.27. La capacidad de transferencia de estas unidades varía generalmente entre 2.0 y 2.5  $\text{Lb.O}_2/\text{h}_p\text{-h}_r$ . El nivel de potencia mínimo requerido para asegurar un buen mezclado de la suspensión es de aproximadamente  $100 \text{ h}_p/10^6 \text{ gal.}$  de capacidad del tanque de aereación).

#### 1). Efecto de la Temperatura

Como se estableció con anterioridad, tanto el funcionamiento de la remoción biológica como la transferencia de oxígeno dependen considerablemente de la temperatura del tanque de aereación que afecta directamente tanto la velocidad de reacción  $k$ , como la eficiencia de transferencia de oxígeno  $N$  (Ver ecuaciones 23 y 38).

Para predecir la temperatura del tanque de aereación es necesario efectuar un balance de calor en el mismo. En un sistema continuo el calor de entrada debe ser igual al



921-66

FIG. 3.27 ARRADOR MECANICO DE SUPERFICIE

calor de salida,  $M$  entrada =  $M$  salida. Este balance se define mediante la siguiente ecuación:

$$(T_i - T_w) C_p Q_w = (T_w - T_a) H_a (h_p) \quad (42)$$

siendo:

$T_i$  = Temperatura del desecho influente ( $^{\circ}\text{C}$  ó  $^{\circ}\text{F}$ )

$T_w$  = Temperatura de la suspensión en el tanque de aereación ( $^{\circ}\text{C}$  ó  $^{\circ}\text{F}$ )

$T_a$  = Temperatura del aire ( $^{\circ}\text{C}$  ó  $^{\circ}\text{F}$ )

$C_p$  = Calor específico de la suspensión en el tanque de aereación. Aproximadamente igual al del agua - - - - -  
( $\text{K}_{\text{cal}}/\text{Kg} \cdot ^{\circ}\text{C}$  ó  $\text{BTU}/\text{LB}^{\circ}\text{F}$ ).

$Q_w$  = Flujo másico promedio ( $\text{Kg}/\text{hr}$ . ó  $\text{lb}/\text{hr}$ ).

$H_a$  = Cantidad de calor desprendido por un caballo de fuerza - para provocar un cambio de  $1^{\circ}$  en la temperatura - - - - -  
( $\text{K}_{\text{cal}}/\text{hp } ^{\circ}\text{C}$  ó  $\text{BTU}/\text{hp } ^{\circ}\text{F}$ ).

$h_p$  = Potencia total requerida para suministro de oxígeno en - el tanque de aereación.

El rendimiento de los aeradores de superficie es de aproximadamente 40 - 50 lb. de DBO removido/hp. dfa.

La ecuación anterior es solamente una forma simplificada del balance de energía que para fines prácticos ofre-

ce buenos resultados en la mayoría de los casos. Sin embargo si se desea un enfoque de mayor precisión es necesario efectuar un balance más riguroso para determinar el cambio de temperatura del sistema, debiendo tomar en cuenta otros factores como son las pérdidas de calor por evaporación, convección y radiación, así como el calor ganado por radiación solar.

#### J) Modelo de Nutrientes

El nitrógeno y el fósforo son dos elementos esenciales para la actividad metabólica y síntesis de los microorganismos, debiendo mantenerse una concentración adecuada de ellos durante el transcurso de la remoción biológica de la materia orgánica. En ocasiones estos dos elementos se encuentran presentes en los efluentes de las instalaciones en forma de compuestos como amoníaco y fosfatos, siendo necesario únicamente ajustar la concentración al valor requerido. En la mayoría de los efluentes comúnmente encontrados en refinerías, la concentración de estos dos compuestos varía de 60 a 120 mg/l. como amoníaco y de 20 a 100 mg/l como fosfatos.

La biomasa generada en el proceso de lodos activados contiene aproximadamente 12% de su peso como nitrógeno y 2% como fósforo. Adicionalmente se estima que las cantidade

des de nitrógeno y fósforo solubles presentes en el efluente clarificado son del orden de 1.0 y 0.5 mg/l. respectivamente. Por lo tanto las cantidades requeridas de cada uno están dadas por las siguientes ecuaciones:

$$\text{Nitrógeno} = 0.12 \Delta X_v + 1.0 \text{ mg/l} \cdot (Q_f) \quad \text{--- (43)}$$

$$\text{Fósforo} = 0.02 \Delta X_v + 0.5 \text{ mg/l} \cdot (Q_f) \quad \text{--- (44)}$$

Las formas más comunes de dosificación de estos elementos son amoníaco y ácido fosfórico pudiéndose utilizar otros como nitratos y fosfatos.

#### K) Determinaciones Experimentales

El desarrollo de pruebas experimentales es de vital importancia en la determinación de los parámetros y criterios de diseño de los sistemas biológicos. Variables como la DBO inicial y final del efluente, SSV y SSVN, oxígeno consumido, velocidad de asentamiento e índice volumétrico de los lodos se obtienen mediante mediciones directamente de las pruebas. Los resultados obtenidos se utilizan en la determinación de los parámetros de diseño  $k$ ,  $a$ ,  $a'$ ,  $b$ ,  $b'$ ,  $F/M$  y  $G$ .

Las pruebas experimentales pueden efectuarse a escala laboratorio o planta piloto; obviamente los resultados de esta última son más acertados aunque requieren de una in--



versión y tiempos de operación considerablemente mayores que los de laboratorio. Regularmente las pruebas de laboratorio producen resultados confiables para el diseño de los sistemas biológicos. Dado que los equipos y procedimientos de prueba y análisis se detallan ampliamente en la literatura, en este trabajo únicamente se describen brevemente dándole mayor importancia a la determinación de los parámetros y criterios de diseño.

Una unidad sencilla de laboratorio como la mostrada en la figura 3.28 simula adecuadamente las condiciones de operación de un proceso de lodos activados. Este modelo, desarrollado originalmente por "Bio-Developments Associates" de Austin, Texas, consiste en un recipiente fabricado preferentemente de vidrio de 7 a 20 litros de capacidad dividido en dos secciones mediante una mampara de profundidad ajustable: una sección de aereación y una sección de sedimentación que simulan el reactor y el clarificador secundario respectivamente. La muestra líquida representativa de los desechos que se desean tratar se alimenta en forma constante a la sección de aereación donde se efectúa la remoción del sustrato y síntesis de células nuevas; la suspensión fluye por abajo de la mampara hacia la sección de clarificación donde se separan los sólidos y el líquido claro derrama por la parte superior. La cámara de aereación cuenta con un difusor de piedra y un --

# MODELO EXPERIMENTAL DE LABORATORIO DEL PROCESO DE Lodos ACTIVADOS

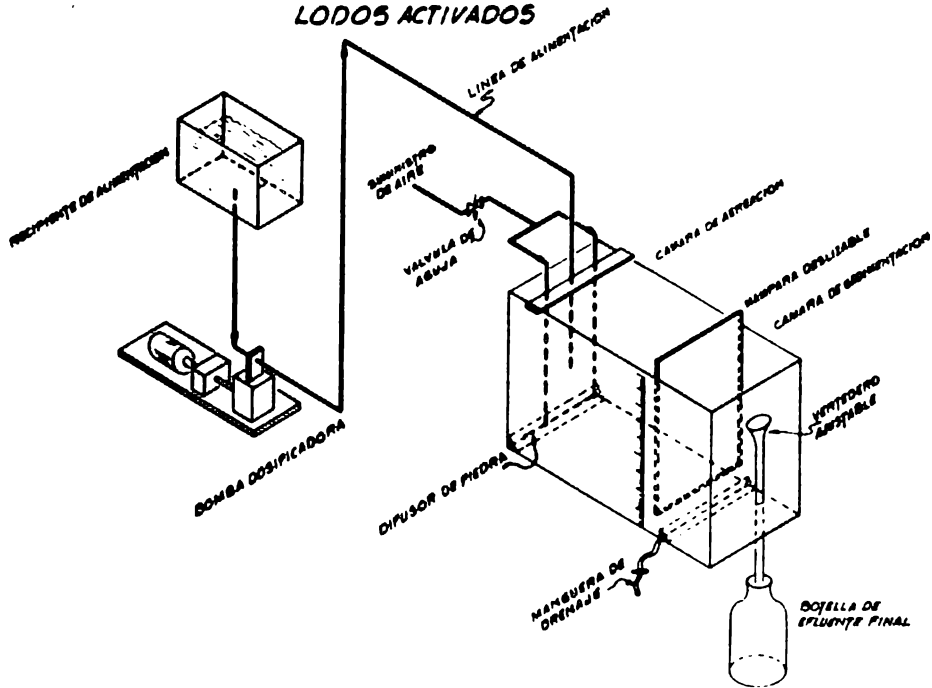


FIG. 3-26

agitador para suministrar el aire de oxidación y mantener la suspensión constantemente mezclada.

Una diferencia básica entre este modelo de laboratorio y un sistema de escala completa es que no se tiene -- una recirculación controlada de los lodos concentrados en la sección de sedimentación. La recirculación se efectúa a través de la abertura de fondo de la mampara divisoria -- por lo que resulta prácticamente imposible medir el flujo, sin embargo purgando periódicamente cantidades determinadas de lodos concentrados se puede mantener una concentración aproximadamente constante de SSV en la sección de aereación. La abertura de fondo de la mampara se fija inicialmente entre 1 y 1.5 cm. incrementándose posteriormente conforme los lodos se acumulan en el fondo.

Para determinar los valores de los diferentes parámetros de diseño es necesario obtener lecturas de varios modelos operando a diferentes valores de carga orgánica F/M, con una misma concentración SSV en la cámara de aereación correspondiente a la concentración de LMSSV a que se desea operar el sistema de escala completa. Posteriormente, y si el tiempo y recursos lo permiten, se pueden hacer -- pruebas adicionales a concentraciones diferentes para determinar las condiciones óptimas de operación.

Para obtener mediciones representativas es necesario que el cultivo bacteriológico esté totalmente aclimatado,

esto es que el consumo de oxígeno y la DBO del efluente final se hayan estabilizado antes de efectuar las mediciones que se utilizarán en el diseño; después de esto la prueba se debe prolongar por lo menos dos semanas más para la medición periódica de las variables. Los datos obtenidos durante este periodo pueden ser promediados y considerados como uno solo en las correlaciones de diseño.

Debido a que los periodos de aclimatación pueden tomar hasta 6 u 8 semanas, es conveniente que las corridas con diferentes valores de carga orgánica, cuatro unidades por lo menos, se efectúen simultáneamente.

El procedimiento experimental consiste en colocar el cultivo de microorganismos en las diferentes unidades a la concentración deseada de SSV en la cámara de aereación. De acuerdo a experiencias previas la concentración óptima varía entre 2,000 y 4,000 mg/l. Operar las unidades a diferentes valores de carga orgánica F/M dentro de un rango de 0.2 a 0.7 que es normalmente el óptimo para un buen asentamiento y compactación de los lodos biológicos. Los diferentes valores de carga orgánica se obtienen variando los flujos de alimentación a cada uno de los sistemas. -- Una vez que los modelos se han estabilizado se inicia el muestreo de las diferentes variables durante un periodo de dos semanas. Los datos obtenidos se reportan en formas como la de la tabla 3.2. Estos datos se utilizan pa-

ra determinar los valores de los parámetros de diseño.

Los parámetros que es necesario obtener a partir de los datos experimentales son:

a) Constante de remoción de sustrato  $k$ .

Su valor se determina a partir de la ecuación 22 -- aquí repetida:

$$\frac{S_0 - S_e}{X_{v,a} \cdot t} = k (S_e - S_n) \text{ --- (22)}$$

Graficando los valores de  $(S_e - S_n)$  - vs -  $(S_0 - S_e/X_{v,a} \cdot t)$  se obtiene una línea recta similar a la de la figura-3.23 cuya pendiente corresponde al valor del coeficiente  $k$ .

b) Parámetros de utilización de oxígeno  $a'$  y  $b'$ .

Estos dos parámetros se determinan a partir de la -- ecuación 32

$$\frac{R_r}{X_{v,a}} = \frac{a' (S_0 - S_e)}{X_{va,t}} + b' \text{ --- (32)}$$

Graficando  $(S_0 - S_e) / X_{va,t}$  - vs -  $R_r/X_{v,a}$  se obtiene una línea recta como la de la figura 3.24 cuya pendiente y ordenada al origen son  $a'$  y  $b'$  respectivamente.

CONTROL DE DATOS DE LABORATORIO

Unidad de Prueba No. \_\_\_\_\_ Volumen \_\_\_\_\_ Muestra \_\_\_\_\_

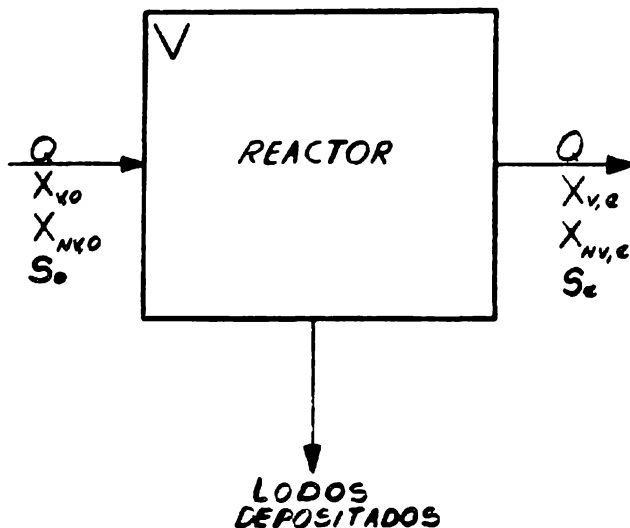
Fecha y Hora	Flujo Q	F/M	I N F L U E N T E				E F L U E N T E			L I C O R M E Z C L A D O						
			BOD <sub>5</sub> (mg/l)	SSV (mg/l)	SSNV (mg/l)	pH	BOD <sub>5</sub> (mg/l)	SSV (mg/l)	SST (mg/l)	LNSSV (mg/l)	Consumo de O <sub>2</sub> tr (mg/l)	ZSV	SVI	pH	T °C	

TABLA 3.2. Forma para reporte de datos experimentales.

El consumo específico de oxígeno  $R_p$  se debe obtener también experimentalmente. Un método sencillo es mediante el uso de una celda galvánica el cual produce resultados bastante acertados. El procedimiento es el siguiente: Una botella de DBO se llena completamente con una porción de la suspensión de la unidad de laboratorio; el electrodo es insertado en la botella asegurándose que no existen burbujas de aire y manteniendo el contenido mezclado por medio de un agitador de imán se procede a tomar las lecturas del galvanómetro a intervalos de 30 segundos. Las lecturas son convertidas a concentración de oxígeno disuelto y se grafican contra el tiempo obteniéndose una recta como la de la figura 3.29. La pendiente de la recta corresponde al consumo de oxígeno por unidad de volumen  $R_p$ . El consumo específico  $R_p/X_{v,a}$  es entonces calculado dividiendo  $R_p$  entre la concentración de los SSV en la muestra.

c) Parámetros de Producción de Lodos a y b.

Estos parámetros se calculan a partir de la ecuación 29, la cual debe modificarse ligeramente debido al hecho de que en el modelo de laboratorio no se tiene recirculación. Un diagrama simplificado de dicho modelo se ilustra en la siguiente figura:



Efectuando un balance de SSNV en el sistema se tiene:

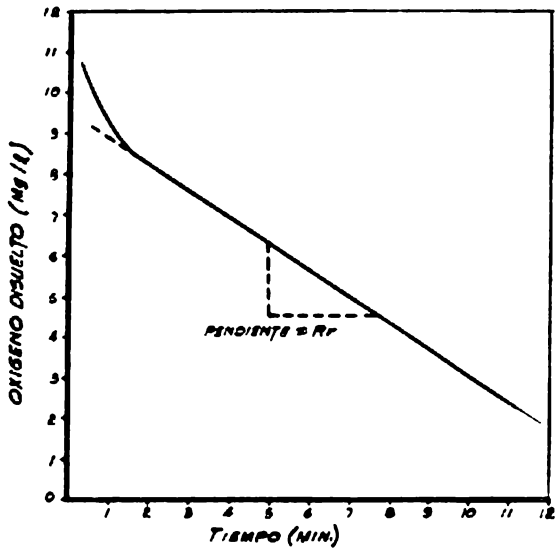
$$X_{NV,0}Q = \Delta X_{NV} + X_{NV,e}Q \quad \text{--- (45)}$$

siendo  $\Delta X_{NV}$  la cantidad de SSNV depositados.

Resolviendo para  $\Delta X_{NV}$ :

$$\Delta X_{NV} = Q (X_{NV,0} - X_{NV,e}) \quad \text{--- (45)}$$





DETERMINACION GRAFICA DEL CONSUMO DE OXIGENO  $R_r$

Puesto que la cantidad de SSV producidos en el sistema permanece invariable, la ecuación 29 se modifica a:

$$\Delta X_t = a (S_o - S_e) Q - b X_{v,a} V + X_{v,o} Q + Q (X_{nv,o} - X_{nv,e}) \quad (46)$$

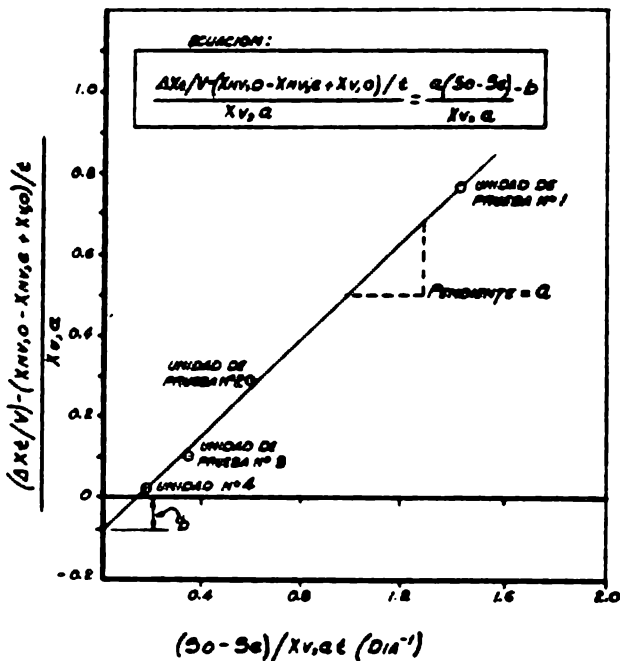
Substituyendo  $Q = V/t$  y reorganizando la ecuación anterior se tiene:

$$\frac{\Delta X_t}{V} - \frac{X_{nv,o} - X_{nv,e} + X_{v,o}}{t} = \frac{a (S_o - S_e)}{t} - b X_{v,a} \quad (47)$$

Dividiendo entre la concentración de sólidos volátiles  $X_{v,a}$  presentes en la cámara de aeración, la ecuación anterior se modifica a:

$$\frac{\Delta X_t/V - (X_{nv,o} - X_{nv,e} + X_{v,o})/t}{X_{v,a}} = \frac{a (S_o - S_e)}{X_{v,a} t} - b \quad (48)$$

Graficando el término de la izquierda, cuyos datos se obtienen directamente de las mediciones del modelo experimental, en el eje de las ordenadas contra  $(S_o - S_e)/X_{v,a} t$  en las abscisas se obtiene una línea recta como la de la figura 3.30 cuya pendiente y ordenada al origen corresponden a los parámetros  $a$  y  $b$  respectivamente.



DETERMINACION GRAFICA DE LOS COEFICIENTES DE PRODUCCION DE  
LOSOS Q y b.

#### d) Coeficientes de transferencia de oxígeno $K_{La}$ y $\alpha$

Los valores de estos coeficientes también pueden determinarse experimentalmente aunque sólo en una forma aproximada puesto que son dependientes de la concentración de sustrato y éste está siendo removido durante el proceso biológico. El procedimiento de prueba es el siguiente, el cual se efectúa tanto para agua natural como con una muestra del desecho que se va a tratar: La muestra líquida es desaerada mediante la adición de -- sulfito de sodio o nitrógeno gas, enseguida es reaerada mediante aire comprimido o algún dispositivo de agitación procurando simular las condiciones reales de aeración lo más posible, procediendo a tomar lecturas periódicas del oxígeno disuelto hasta alcanzar el valor de saturación. Graficando la diferencia de concentraciones de oxígeno disuelto  $C_s - C$  en las ordenadas contra el tiempo transcurrido se obtienen gráficas como -- las de la figura 3.26 cuya pendiente es equivalente al valor del coeficiente de transferencia  $K_{La}$ . Evaluando  $K_{La}$  tanto para el agua natural como para la muestra del desecho a tratar se obtiene el valor de  $\alpha$  dado por la ecuación 39 aquí repetida.

$$\alpha = \frac{K_{La} \text{ desecho}}{K_{La} \text{ agua}} \quad \text{---} \quad (39)$$

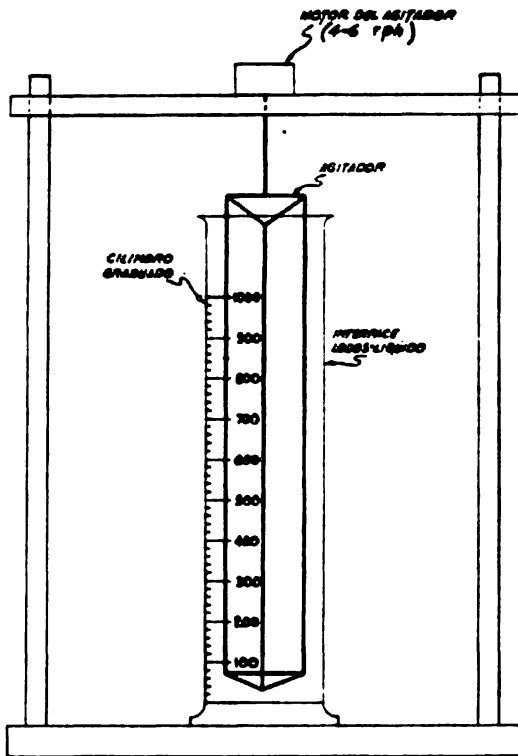
e) Velocidad de asentamiento ZSV de los lodos.

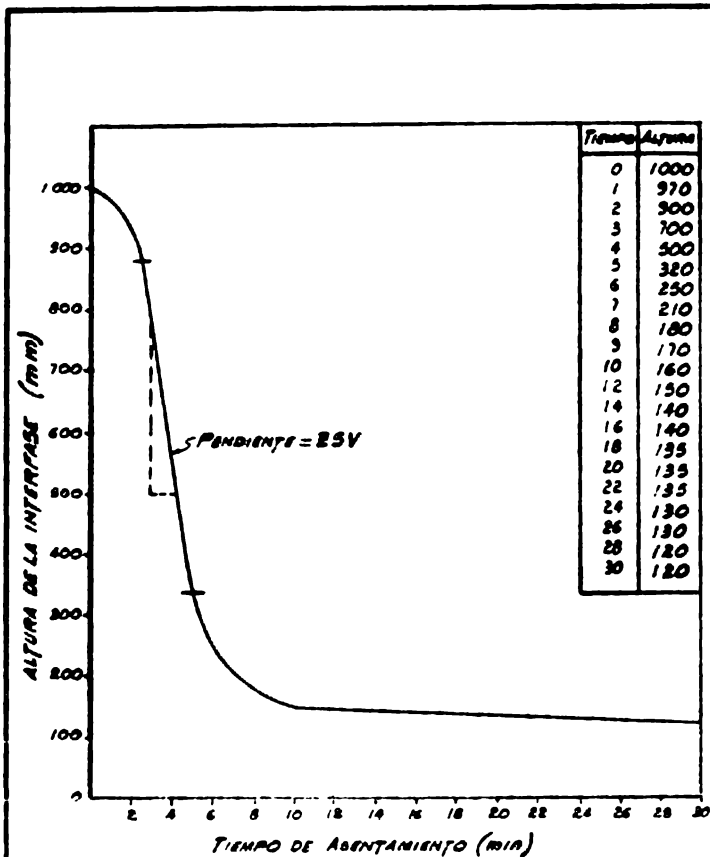
La velocidad de asentamiento puede determinarse experimentalmente en un cilindro graduado como el ilustrado en la figura 3.31. El cilindro es equipado con un agitador de baja velocidad que simula el mecanismo mezclador de un clarificador. El cilindro graduado se llena con una muestra del licor mezclado de las cámaras de aereación de los modelos experimentales; conforme el tiempo transcurre los sólidos empiezan a precipitar formando una interfase líquido-lodos. La altura de esta interfase es medida periódicamente y graficada contra el tiempo obteniéndose una curva como la de la figura 3.32. La pendiente de la sección recta de la curva es equivalente a la velocidad de asentamiento de los lodos ZSV.

L). Limitaciones y Extrapolación de los Resultados Experimentales.

En el diseño de los sistemas de lodos activados se utilizan coeficientes y parámetros que son determinados experimentalmente. Sin embargo, debido a las diferencias básicas que existen entre un modelo de laboratorio o planta piloto y un sistema de escala completa es necesario poner un cuidado especial en la extrapolación de dichos resultados.

**EQUIPO PARA LA DETERMINACION EXPERIMENTAL  
DE LA VELOCIDAD DE ASENTAMIENTO 25 V.**





DETERMINACION EXPERIMENTAL DE LA VELOCIDAD DE ASIENTAMIENTO  
DE Lodos BIOLOGICOS 25V

La información más importante obtenida de las pruebas experimentales es la capacidad del cultivo bacteriológico seleccionado para remover la materia orgánica con tenido en un desecho determinado; los resultados obtenidos son generalmente acertados produciendo diseños adecuados de las unidades de escala completa. La utilización de oxígeno en la mayoría de los casos es también escalada con bastante acierto produciendo buenos resultados, no así la producción de lodos la cual presenta cierta dificultad debido principalmente a que la cantidad -- producida es pequeña y consecuentemente difícil de medir.

A medida que se efectúan los estudios de tratabilidad el ingeniero de diseño podrá obtener una serie de -- juicios sobre las dificultades para la extrapolación de los resultados obtenidos en el laboratorio que finalmente con el criterio ingenieril, literatura y experiencia -- deberán solucionarse.

#### M) Aplicación al Diseño de Proceso.

El objetivo principal del diseño de proceso de los sistemas de lodos activados es obtener las dimensiones -- del tanque o fosa de aereación y del clarificador secundario así como el número y potencia de los equipos de ag reación. Para efectuar el diseño, el ingeniero de proceso debe establecer los valores a los cuales desea se ope



re el sistema:

- Concentración de DBO y SST en el efluente final. Estos valores son establecidos regularmente en base a los límites establecidos por las regulaciones gubernamentales.
- Concentración de SSV en el tanque de aereación. El valor óptimo puede obtenerse de las pruebas experimentales o bien seleccionarlo dentro de un rango de 2,000 a 4,000 mg/l. el cual se ha observado produce los mejores resultados. La corriente de lodos recirculada del clarificador debe calcularse para obtener dicho valor.
- Concentración de los lodos en la corriente de recirculación, la cual es la misma que la de la descarga de fondos del clarificador. Este valor es también obtenido de las pruebas experimentales o bien es seleccionado dentro de un rango de 10,000 a 15,000 mg/l. que regularmente produce los mejores resultados.

Una vez que los valores anteriores han sido establecidos se puede continuar con el resto del diseño. Hasta ahora la producción de lodos que es necesario purgar del sistema, así como el consumo de oxígeno, se han expresado en función de la remoción de sustrato de la corriente -- alimentada al tanque de aereación ( $S_0 - S_e$ ), la cual está formada por el desecho influente a tratar, que es una

variable conocida, y por la corriente de lodos concentrados retornada del fondo del clarificador, que es una función de la concentración de SSV en el tanque de aeración. Antes de proceder con la descripción del procedimiento de diseño es conveniente expresar la remoción de sustrato, producción de SSV, oxígeno consumido y flujo de la recirculación en función de la concentración y flujo del desecho influente a tratar.

a) Flujo de Recirculación de Lodos.- Consideremos las corrientes y concentraciones indicadas en el diagrama de la figura 3.17. Para fines prácticos y debido a las concentraciones relativamente moderadas implicadas en el proceso, se puede considerar que la densidad de las diferentes corrientes es aproximadamente la misma sin introducir un margen considerable de error; por lo tanto se puede escribir que:

$$Q_F = Q' + Q'' \quad \text{--- (49)}$$

Por otra parte la corriente Q alimentada al reactor se define como:

$$Q = Q_F + Q_R \quad \text{--- (50)}$$

donde:

$Q_F$  = Flujo del desecho influente

$Q_R$  = Flujo de la corriente recirculada

Sea

$$r = Q_R/Q_F = \text{Relación de recirculación} \quad (51)$$

$$Q_R = r Q_F \quad (52)$$

de donde:

$$Q = Q_F + r Q_F = Q_F (1 + r) \quad (53)$$

b) Balance de DBO.- La cantidad de DBO alimentada al reactor está definida por la ecuación:

$$S_0 Q = S_f Q_F + S_e Q_R \quad (54)$$

NOTA: Puesto que en el clarificador se suspende la aereación de la suspensión biológica, la remoción de DBO ya no se efectúa en su interior y por lo tanto el contenido de sustrato en la purga de fondos del clarificador es esencialmente el mismo que el de la corriente descargada del reactor  $S_e$ .

Substituyendo

$$Q_R = r Q_F \quad \text{y} \quad Q = Q_F (1+r)$$

$$S_0 Q_F (1+r) = S_f Q_F + S_e (r Q_F) = Q_F (S_f + r S_e)$$

de donde:

$$S_0 = \frac{S_f + r S_e}{(1+r)} \text{ - - - - - (55)}$$

Restando  $S_e$  en ambos miembros de la ecuación:

$$S_0 - S_e = \frac{S_f + r S_e}{1+r} - S_e$$

de donde:

$$S_0 - S_e = \frac{S_f - S_e}{1+r} \text{ - - - - - (56)}$$

La ecuación 56 nos permite expresar la reducción de sustrato en el reactor  $S_0 - S_e$  en función de la concentración en la corriente del desecho influente la cual es una variable primaria conocida.

c) Producción de SSV. - La producción de SSV en el proceso de remoción de DBO está definida por la ecuación 24.

$$\Delta X_v = a (S_0 - S_e) Q - b X_{v,a} V \text{ - - - (24)}$$

Substituyendo Q y  $(S_0 - S_e)$  por sus valores definidos en las ecuaciones 53 y 56 la producción de SSV se modifica a:

$$\Delta X_v = a \left( \frac{S_f - S_e}{1+r} \right) \cdot Q_f (1+r) - b X_{v,a} V$$

de donde:

$$\Delta X_v = a (S_f - S_e) Q_f - b X_{v,a} V \quad - - - \quad (57)$$

Esta última ecuación es una forma más conveniente de expresar la producción de SSV ya que contiene variables conocidas como  $Q_f$  y  $S_f$  en lugar de  $S_0$  y  $Q$ .

d) Consumo de Oxígeno.- El consumo de oxígeno es definido por la ecuación 31:

$$O_2 = a' (S_0 - S_e) Q + b' X_{v,a} V \quad - - - (31)$$

Substituyendo similarmente  $Q$  y  $S_0 - S_e$  por sus valores de las ecuaciones 53 y 56:

$$O_2 = a' (S_f - S_e) Q_f + b' X_{v,a} V \quad - - - (58)$$

e) Tiempo de Residencia y Relación de Recirculación de lodos Concentrados.- Para definir el tiempo de residencia del reactor y la recirculación de los lodos -- concentrados del clarificador se siguen dos criterios:

- Remoción de sustrato requerida para cumplir con los límites establecidos por las regulaciones gubernamentales, donde el tiempo de residencia se define a partir de la ecuación 22 como:

$$t = \frac{S_0 - S_e}{X_{v,a} k (S_e - S_n)} \quad \text{---} \quad (22)$$

- Características de asentamiento óptimas donde el -- tiempo de residencia es definido por la ecuación 34:

$$t = \frac{S_0}{X_{v,a} (F/A)} \quad \text{---} \quad (34)$$

El mayor de estos dos tiempos es el que controla - el proceso y por lo tanto el que define el volumen del reactor.

Para determinar el valor de la recirculación de los lodos en función del cociente de recirculación  $r$  es necesario efectuar un balance de SSV alrededor del clarificador:

$$Q X_{v,a} = Q' X_{v,e} + Q_R X_{v,u} + Q'' X_{v,u} \quad \text{---} \quad (59)$$

en la base de que la separación de SSV en el clarificador es 100% efectiva  $Q' X_{v,e} = 0$ , y por lo tanto la cantidad total de lodos biológicos producidos en el proceso así como los contenidos en el influente deben ser -- preparados a través de la purga, esto es:

$$Q'' X_{v,u} = \Delta X_v + Q_F X_{v,f} \quad \text{---} \quad (60)$$

Puesto que  $Q_R = r Q_F$  y  $Q = Q_F (1+r)$ , la ecuación 59 se escribe:

$$Q_F (1+r) X_{V,a} = 0 + r Q_F X_{V,u} + \Delta X_V + Q_F X_{V,f} \quad (61)$$

resolviendo para  $r$ :

$$r = \frac{Q_F (X_{V,a} - X_{V,f}) - \Delta X_V}{Q_F (X_{V,u} - X_{V,a})} \quad (62)$$

La producción de SSV es definida por las ecuaciones 18 y 51 como:

$$\Delta X_V = a(S_0 - S_e) Q - b X_{V,a} V = a(S_f - S_e) Q_F - b X_{V,a} V$$

puesto que el volumen del reactor se define como:

$$V = Q \cdot t = Q_F (1+r) t \quad (63)$$

$$\Delta X_V = a(S_f - S_e) Q_F - b X_{V,a} Q_F (1+r) t \quad (64)$$

substituyendo  $\Delta X_V$  en la ecuación 64 ésta se modifica a:

$$r = \frac{(X_{V,a} - X_{V,f})}{X_{V,u} - X_{V,a}} - \frac{a(S_f - S_e) + b X_{V,a} (1+r) t}{X_{V,u} - X_{V,a}} \quad (65)$$

Como se puede observar en la ecuación anterior, el cociente de recirculación  $r$  es función del tiempo de residencia  $t$  el cual varía según sea la remoción de sustrato o el asentamiento de los lodos el que controla el proceso.

Para los casos en que la remoción de sustrato controla el proceso, el tiempo de residencia es definido a partir de la ecuación 22 expresándose como:

$$t = \frac{S_0 - S_e}{X_{v,a} k (S_e - S_n)} = \frac{(S_f - S_e) / (1 + r)}{X_{v,a} k (S_e - S_n)} \quad \text{--- (66)}$$

substituyendo en la ecuación 65 y simplificando se tiene:

$$r = \frac{X_{v,a} - X_{v,f} - a(S_f - S_e) + b(S_f - S_e)/k (S_e - S_n)}{X_{v,u} - X_{v,a}} \quad \text{--- (67)}$$

Para los casos en que la sedimentación de los lodos controla el proceso el tiempo de residencia se define a partir de la ecuación 34:

$$t = \frac{S_0}{X_{v,a} (F/M)} = \frac{(S_f + r S_e) / (1 + r)}{X_{v,a} (F/M)} \quad \text{--- (68)}$$

substituyendo en la ecuación 65

$$r = \frac{X_{v,a} - X_{v,f} - a(S_f - S_e) + b(S_f + r S_e) / (F/M)}{X_{v,u} - X_{v,a}}$$

resolviendo para  $r$  y reorganizando la ecuación anterior:

$$r = \frac{[X_{v,a} - X_{v,f} - a(S_f - S_e)] (F/M) + b S_f}{(X_{v,u} - X_{v,a}) (F/M) - b S_e} \quad \text{--- (69)}$$



Las ecuaciones 66 y 68 permiten obtener el valor - del cociente de recirculación y por lo tanto de la corriente recirculada en base a variables determinadas en pruebas experimentales o seleccionadas de acuerdo a la experiencia, tanto para el caso en que la remoción biológica de DBO controle el proceso o que la sedimentación de los lodos lo haga.

El flujo de la purga de lodos  $Q''$  y del efluente final  $Q'$  se obtienen de las ecuaciones 60 y 49 respectivamente:

$$Q'' = \frac{\Delta X_v + Q_F X_{v,u} f}{X_{v,u}} \quad \text{--- (70)}$$

y

$$Q = Q_F - Q'' \quad \text{--- (71)}$$

#### N). Procedimiento de Diseño.

Con la información básica de la corriente de desecho a tratar, calidad deseada del efluente final, los parámetros obtenidos de las pruebas experimentales y las correlaciones de diseño obtenidas en las secciones anteriores se procede a desarrollar el diseño de los sistemas de lodos activados.

<u>Información Básica</u>	<u>Parámetros Experimentales</u>
$Q_f$	$k$
$S_f$	$a, b$
$X_{v,f}$	$a', b'$
$X_{nv,f}$	$K_{La}, \alpha \text{ y } \beta$
$S_e$	$X_{v,a}$
$X_{v,e} = 0$	$X_{v,u}$
$X_{nv,e}$	ZSV
	F/M

A continuación se describe el procedimiento de diseño:

- 1.- Seleccionar los valores de concentración de sólidos biológicos SSV en el tanque de aereación  $X_{v,a}$  y de los lodos de fondo del clarificador  $X_{v,u}$  así como la carga orgánica F/M a que se desea operar el sistema. Estos valores se obtienen de las pruebas experimentales o se seleccionan dentro de los siguientes rangos que de acuerdo a la práctica ofrecen los mejores resultados:  $X_{v,a}$  de 2,000 a 4,000 mg/l. ;  $X_{v,u}$  de 10,000 a 15,000 mg/l. y F/M de 0.3 a 0.7.
- 2.- Calcular la cantidad de DBO removida por día  $S_r$ :

$$S_r = Q_f (S_f - S_e)$$

siendo  $Q_f$  el flujo promedio por día del influente.

- 3.- Estimar la temperatura en el tanque de aereación -  $T_w$  a partir de la ecuación 42.

$$(T_1 - T_w) C_p Q_w = (T_w - T_a) H_a (hp) \quad (42)$$

asumir una remoción de 40 a 45 Lb. DBO/hp - Dfa pa  
ra obtener la potencia hp requerida.

- 4.- Calcular la constante de remoción específica  $k_2$  a la temperatura del tanque de aereación mediante la ecuación 23:

$$k_2 = k_1 \theta^{(T_2 - T_1)} \quad (23)$$

Asumir un valor de 1.056 para  $\theta$  en caso de no ser obtenida en laboratorio.

- 5.- Calcular la relación de recirculación r:

- a) Asumiendo que la remoción de DBO controla el proceso mediante la ecuación 67:

$$r = \frac{X_{v,a} - X_{v,f} - a(S_f - S_e) + b(S_f - S_e) / k (S_e - S_n)}{X_{v,u} - X_{v,a}} \quad (67)$$

- b) Asumiendo que la sedimentación de los lodos controla el proceso mediante la ecuación 69:

$$r = \frac{[X_{v,a} - X_{v,f} - a(S_f - S_e)] (F/M) + b S_f}{(X_{v,u} - X_{v,a}) (F/M) - b S_e} \quad (69)$$

La decisión acerca de cual de los dos gobierna el proceso se determina en el paso 7.

- 6.- Calcular la DBO de la corriente combinada alimentada al reactor  $S_0$  mediante la ecuación 55, utilizando ambos valores de  $r$  obtenidos en el paso 5.

$$S_0 = \frac{S_f + r S_e}{(1 + r)} \quad (55)$$

- 7.- Calcular el tiempo de residencia del reactor  $t$ :

- a) Asumiendo que la remoción de DBO controla el proceso mediante la ecuación 22 siendo  $S_0$  el valor obtenido en el punto 5.a

$$t = \frac{S_0 - S_e}{k X_{v,a} (S_e - S_n)} \quad (22)$$

- b) Asumiendo que el asentamiento de los lodos controlan el proceso mediante la ecuación 34 siendo  $S_0$  el valor obtenido en el punto 5.b.

$$t = \frac{S_0}{X_{v,a} (F/M)} \quad (34)$$

El mayor de estos dos tiempos es seleccionado para el diseño.

8.- Calcular el volumen  $V$  y el área superficial  $A$  del reactor utilizando el tiempo de residencia seleccionado en el punto 7, mediante la ecuación 63.

$$V = Q_F (1 + r) t \text{ ----- (63)}$$

y

$A = V/h$  siendo  $h$  la profundidad del reactor.

El área es seleccionada en base al tipo de aeradores que se utilicen. Para los aeradores mecánicos de superficie que se utilizan comúnmente en los sistemas de lodos activados, la profundidad óptima varía entre 12 y 16 pies para que tanto la aireación como el mezclado de la suspensión sean efectivos. Esta información es suministrada regularmente por los fabricantes de dichos equipos.

9.- Calcular el flujo de la purga de lodos  $Q''$ , del efluente final  $Q'$  y de la recirculación de los lodos  $Q_R$  mediante las ecuaciones 70, 71 y 52 respectivamente:

$$Q'' = \frac{\Delta X_v + Q_F X_{v,f}}{X_{v,u}} \text{ ----- (70)}$$

$$Q' = Q_F - Q'' \text{ ----- (71)}$$

$$Q_R = r Q_F \text{ ----- (52)}$$

10.- Calcular el consumo de oxígeno por día utilizando las ecuaciones 31 ó 58

$$O_2 = a' (S_0 - S_e) Q + b' X_{v,a} V \quad \text{--- (31)}$$

ó

$$O_2 = a' (S_F - S_e) Q_F + b' X_{v,a} V \quad \text{--- (58)}$$

11.- Calcular la eficiencia de transferencia de oxígeno de los aeradores a las condiciones de diseño de campo utilizando la ecuación 41:

$$N = N_0 \left( \frac{\beta C_{sw} - C_L}{C_S} \right) \alpha \left( \frac{P_w}{P_s} \right) \theta^{(T_w - T_s)} \quad \text{--- (41)}$$

"N<sub>0</sub>" es la eficiencia de transferencia en agua natural a condiciones estándar reportada por los fabricantes de los equipos de aeración. Para los aeradores tipo mecánico de superficie utilizados en el proceso de lodos activados, la capacidad de transferencia a condiciones estándar varía comúnmente entre 2.0 y 3.0 lb O<sub>2</sub>/hp. hr.

12.- Calcular la potencia total requerida: hp:

$$hp = \frac{O_2}{H} \quad \text{--- (73)}$$

13.- Comprobar el nivel de potencia N.P.:

$$N.P. = \frac{hp}{V} \quad \text{--- (74)}$$

El nivel de potencia debe comprobarse para asegurar que el mezclado de la suspensión en el tanque de aereación es adecuado y efectivo. El nivel de potencia mínimo para suministrar buen mezclado es de aproximadamente 100 hp/10<sup>6</sup> Gal.

14.- Calcular la producción neta de sólidos biológicos - degradables  $\Delta X_v$  mediante las ecuaciones 57 y 64.

$$\Delta X_v = a(S_f - S_e) Q_F - b X_{v,a} V \quad (57)$$

6

$$\Delta X_v = a(S_0 - S_e) Q_F (1 + r) - b X_{v,a} Q_F (1+r) t$$

15.- Calcular la producción de sólidos no biodegradables  $\Delta X_{nv}$  y la producción total  $\Delta X_t$  mediante las ecuaciones 28 y 72 respectivamente:

$$\Delta X_{nv} = Q_F (X_{nv,f} - X_{nv,e}) + Q^* X_{nv,e} \quad (28)$$

$$\Delta X_t = \Delta X_v + \Delta X_{nv} + Q_F X_{v,f} \quad (72)$$

16.- Calcular la cantidad de nutrientes requeridos de - las ecuaciones 43 y 44.

$$\text{Nitrógeno} = 0.12 \Delta X_v + (1.0 \text{ mg/l.}) (Q_F) \quad (43)$$

$$\text{Fósforo} = 0.02 \Delta X_v + (0.5 \text{ mg/l.}) (Q_F) \quad (44)$$

P). Diseño del Clarificador Secundario

El objetivo principal del diseño de los clarificadores es obtener el área transversal de clarificación requerida. Esta área es función de dos factores o características de los lodos biológicos: La velocidad de asentamiento ZSV y el espesamiento de los lodos que es una función del índice volumétrico SVI. Cada una de estas dos características determina una cierta área de clarificación, la mayor de las cuales se selecciona para diseño. El procedimiento de diseño es el siguiente:

- 1). De las pruebas de asentamiento de los lodos como la -- descrita en el inciso H-e, obtener la velocidad de asentamiento ZSV a diferentes valores de concentración de los lodos generándose una familia de curvas como la de la figura 3.33.
- 2). Graficar en papel logarítmico las velocidades de asentamiento ZSV obtenidas en el punto anterior -VS- la concentración de los lodos obteniéndose una curva similar a la de la figura 3.34.
- 3). Calcular la carga de flujo de sólidos  $G_B$  para cada una de las concentraciones de los lodos mediante la siguiente ecuación:

$$G_B = C_1 (ZSV) \quad - \quad - \quad - \quad - \quad - \quad (75)$$



donde:

$G_B$  = Carga de flujo de sólidos (Kg/día m<sup>2</sup> ó Lb/día ft<sup>2</sup>)

$C_1$  = Concentración de los lodos (mg/l.)

4). Graficar la concentración de los lodos - vs - la - carga de flujo de sólidos  $G_B$  obteniéndose una curva como la de la figura 3.35.

5). Con el valor de concentración de los lodos en el fondo del clarificador seleccionado en el punto 1 del procedimiento de diseño del reactor, trazar una tangente a la curva de la fig. 3.35. La intersección de la tangente - sobre el eje de las ordenadas determina, el valor de diseño de la carga de flujo de sólidos  $G_B$ .

6). Calcular el área del clarificador asumiendo que la velocidad de asentamiento ZSV controla en diseño:

- Obtener el valor de la carga sobre el vertedero C.V. - mediante la siguiente ecuación:

$$C.V. = 180 (ZSV) F_c \text{ ----- (76)}$$

donde:

C.V. = Carga sobre el vertedero (G=1/hr. pie<sup>2</sup>)

ZSV = Velocidad de asentamiento correspondiente al valor de - concentración de los lodos en el tanque de aereación se

leccionado en el punto N-1 (pie/h )

$F_c$  = Factor de escalación por turbulencia y formación de cortocircuitos. Su valor varía entre 0.5 y 0.7.

- Obtener el área de clarificación requerida a partir de la siguiente ecuación:

$$A = \frac{Q}{C \cdot V} \quad \text{---} \quad (77)$$

siendo Q el flujo del efluente del tanque de aeración.

- 7). Calcular el área del clarificador asumiendo que el espesamiento o compactación de los lodos controle el diseño mediante la siguiente ecuación:

$$A = \frac{(Q + Q_R) (X_{v,a})}{G_B} \quad \text{---} \quad (78)$$

donde:

Q = Flujo del efluente del clarificador

$Q_R$  = Flujo de la recirculación de lodos

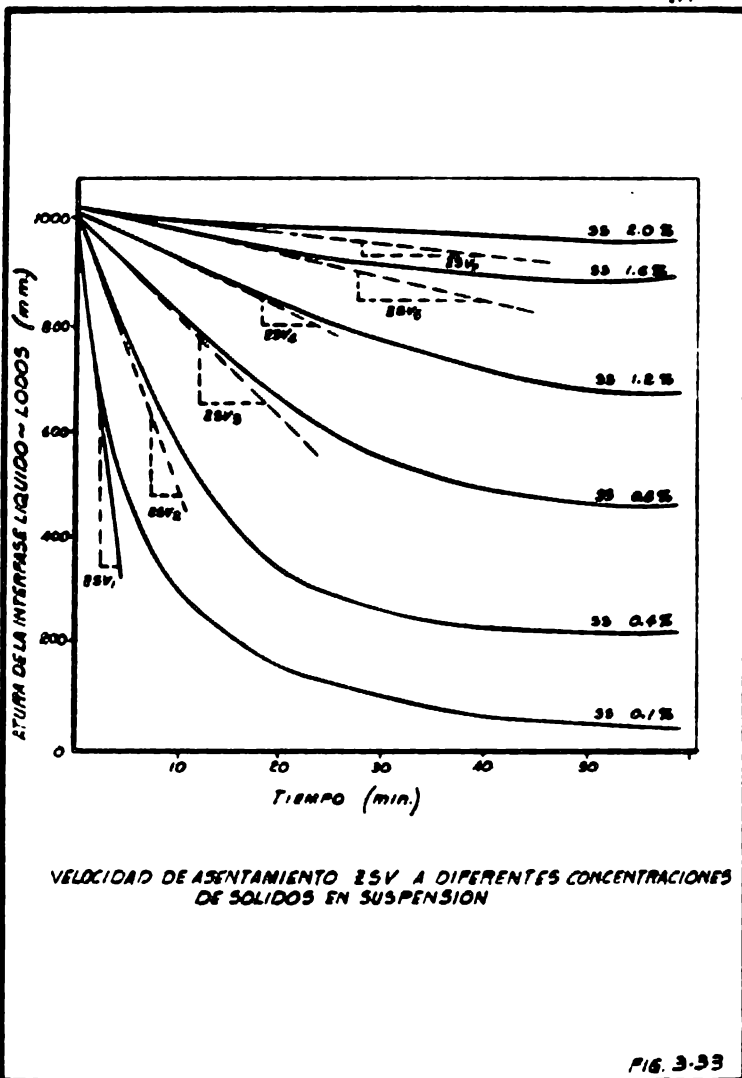
$X_{v,a}$  = Concentración de SSV en el tanque de aeración

$G_B$  = Valor de diseño del flujo de sólidos obtenidos en el inciso 5.

La mayor de estas dos áreas es seleccionada para diseño.

- 8) A partir del área de diseño obtenida en los pasos 6 y 7 calcular el diámetro del clarificador:

$$D_c = \left( \frac{4A}{\pi} \right)^{1/2} \text{ ----- (79)}$$



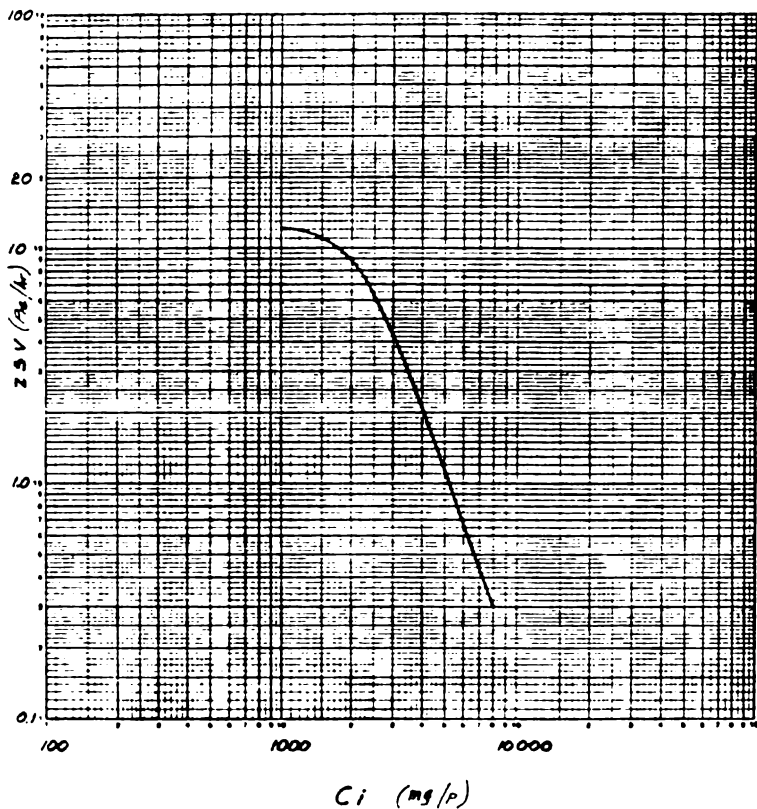
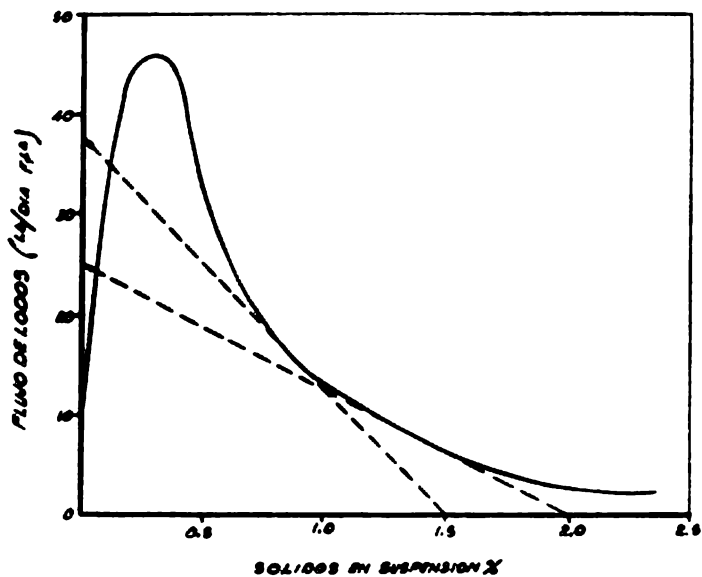


Fig 334



DETERMINACION GRAFICA DEL FLUIDO DE LODOS  $G_D$

3.6.) Aplicación práctica al Diseño de los Sistemas de Tratamiento. Ejemplo.

La aplicación de los métodos y recomendaciones de diseño descritos en este trabajo pueden entenderse mejor mediante la ayuda de un ejemplo. Considérense los efluentes aceitosos de una refinería los cuales van a someterse inicialmente a un tratamiento de tipo primario para reducción del contenido de aceite libre integrado por Separadores API y -- Unidades de Flotación, seguido de un tratamiento secundario a base de lodos activados para reducción del contenido de materia orgánica disuelta. La información básica se describe en la tabla y se complementa con los datos indicados en el diseño de cada uno de los componentes.

Datos:

Flujo de Diseño: 1.5 MGD (1042 GPM)

Altura S.N.M: 0 ft.

Temperatura Máxima (Verano):

Temperatura Mínima (Invierno):

Composición:

<u>Componente</u>	<u>Efluente de Refinería</u>	<u>Descarga del Separador API</u>	<u>Descarga Unidad de Flotación.</u>	<u>Descarga del Trat. Biológico.</u>
DBO <sub>5</sub> (mg/l)	375	322	300	30
Aceite libre (mg/l)	1000	150	10-15	<5.0
Fenoles (mg/l)	3.0	3.0	3.0	1
Sulfuros (mg/l)	-	-	-	-
NH <sub>3</sub> (mg/l) como N	30	30	30	
PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/l)	12	12	12	
pH	6-8.5	6-8.5	6-8.5	6-8.5

#### A) Diseño del Separador API

##### Datos:

- Flujo de Diseño:  $Q_m = 1.5 \text{ MGD (1,042 GPM)}$
- Temperatura de Diseño: Verano = 100°F  
Invierno = 60°F
- Densidad Rel. del Líquido:  $P_e = 0.994 @ 100^\circ\text{F}$   
 $P_e = 1.00 @ 60^\circ\text{F}$
- Densidad Rel. del Aceite:  $P_p = 0.952 @ 100^\circ\text{F}$   
 $P_p = 0.966 @ 60^\circ\text{F}$
- Viscosidad del Líquido:  $\mu = 0.00665 \text{ poisses } 100^\circ\text{F}$   
 $\mu = 0.011 \text{ poisses } 60^\circ\text{F}$

##### Diseño

Dada la variación de temperatura entre las condiciones



bas condiciones y diseñar el separador para las condiciones más adversas.

I) Condición de Verano ( $T = 100^{\circ}\text{F}$ )

a)- Velocidad Terminal del Aceite  $V_t$

Diseñando para un diámetro de partícula  $D_p = 0.015$  cm. recomendado por el API, de la ecuación 8 se tiene:

$$V_t = 0.0241 \left( \frac{P_g - P_p}{\mu} \right) = 0.0241 \left( \frac{0.994 - 0.952}{0.00865} \right) = 0.160 \text{ pie/min.}$$

b)- Velocidad Máxima de Flujo  $V_H$

$V_H = 15 \sqrt{6} V_t = 3 \text{ pie/min.}$  la que sea menor

$V_H = 15 V_t = 15 (.160) = 2.4 \text{ pie/min.} < 3 \text{ pie/min.}$

$\therefore V_H \text{ diseño} = 2.4 \text{ pie/min.}$

c)- Area Mínima de Flujo  $A_s$ .

De la ecuación 10:

$$A_s = \frac{Q_m}{V_H} = \frac{1.5 \times 10^6 \text{ gal/día} \left( \frac{\text{pie}^3}{7.48 \text{ gal}} \right) \left( \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} \right) \left( \frac{1 \text{ hr.}}{60 \text{ min.}} \right)}{2.4 \text{ pie/min.}} = \frac{139.26 \text{ pie}^3/\text{min.}}{2.4 \text{ pie/min.}} = 58.0 \text{ pie}^2$$

d)- Area superficial Mínima  $A_H$ .

De la ecuación 9 se tiene:  $A_H = F \left( \frac{Q_m}{V_t} \right)$

De la gráfica de la figura 3.3 para el cociente de velocidades  $V_H/V_c = 2.4/0.16 = 15$  le corresponde un factor de diseño  $F = 1.665$ .

Substituyendo en la ecuación 9:

$$A_H = 1.665 \left( \frac{139.26}{0.180} \right) = 1449.2 \text{ pie}^2$$

e)- Dimensiones del separador:

- Profundidad y Ancho  $h$  y  $A$ :

Las dimensiones del separador deben ser tales que se cumpla lo siguiente:

$$0.3 < h/A < 0.05$$

$$3 \text{ pies} < h < 8 \text{ pies}$$

$$6 \text{ pies} < A < 20 \text{ pies}$$

Analizando para los valores críticos de  $h/A$ :

1) Sea  $h/A = 0.3$

$$\text{Puesto que } A_s = A \times h = A (0.3A) = 0.3 A^2$$

$$\Rightarrow A = \left( \frac{A_s}{0.3} \right)^{1/2} = \left( \frac{58.02}{0.3} \right)^{1/2} = 13.91 \text{ pies}$$

$$h = \frac{58.02}{13.91} = 4.17 \text{ pies}$$

2) Sea  $h/A = 0.5$

$$\text{Similarmente: } A_s = 0.5 A^2$$

$$y \quad A = \left( \frac{As}{0.5} \right)^{1/2} = \left( \frac{58.02}{0.5} \right)^{1/2} = 10.8 \text{ pies}$$

$$h = \frac{58.02}{10.8} = 5.37 \text{ pies}$$

Para ambos valores críticos de  $h/A$ , las dimensiones de profundidad y ancho quedan dentro de los rangos establecidos y por lo tanto el flujo puede manejarse en un so lo canal.

Las dimensiones de profundidad y ancho puede ser - - cualquier combinación de valores comprendidos dentro de - los valores calculados en los puntos 1 y 2 anteriores que produzcan el área mínima requerida y que cumplan con las condiciones establecidas inicialmente.

Seleccionando la profundidad  $h = 5$  pies

$$A = \frac{As}{h} = \frac{58.02}{5} = 11.6 \text{ pies}$$

$$\frac{h}{A} = \frac{5}{11.6} = 0.43$$

Longitud del canal  $L$ :

De la ecuación 12:

$$L = F \left( \frac{V_H}{V_c} \right) h = 1.665 (15) 5 = 124.9 \text{ pies}$$

Puesto que  $A_H = L \times A$ :

$$A_H = 124.9 \times 11.6 = 1448.8 \text{ pie}^2 = 1449.2 \text{ pie}^2$$

(Valor obtenido en el inciso d).

Del cálculo anterior, las dimensiones mínimas del separador para las condiciones de verano serían:

$$A = 11.6 \text{ pies}$$

$$h = 5 \text{ pies} + 2 \text{ pies claro libre} = 7 \text{ pies}$$

$$L = 125 \text{ pies}$$

## II) Condición de Invierno (T = 60°F)

a) Velocidad Terminal del Aceite:

$$V_t = 0.0241 \left( \frac{1.00 - 0.966}{0.011} \right) = 0.075 \text{ pie/min.}$$

b) Velocidad Máxima de flujo:

$$V_H = 15 V_t = 15 (0.075) = 1.125 < 3$$

$$V_H = 1.125 \text{ pie/min.}$$

c) Area mínima de flujo  $A_s$ :

$$A_s = \frac{139.26}{1.125} = 123.8 \text{ pie}^2$$

d) Area Superficial Mínima  $A_H$ :

Factor de Diseño:

$$\text{Para } V_H/V_t = \frac{1.125}{0.075} = 15 \Rightarrow F = 1.665 \text{ (Fig. 3.3)}$$

$$A_H = 1.665 \left( \frac{139.26}{0.075} \right) = 3,091.6 \text{ pie}^2$$

e) Dimensiones Míminas del Separador

1) Sea  $h/A = 0.3$

$$A = \left( \frac{A_s}{0.3} \right)^h = \left( \frac{123.8}{0.3} \right)^h = 20.3 \text{ pies} \approx 20 \text{ pies}$$

$$h = \frac{A_s}{A} = \frac{123.8}{20.3} = 6.19 \text{ pies}$$

2) Sea  $h/A = 0.5$

$$A = \left( \frac{A_s}{0.5} \right) = \left( \frac{123.8}{0.5} \right) = 15.73 \text{ pies}$$

$$h = \frac{A_s}{A} = \frac{123.8}{15.73} = 7.87 \text{ pies}$$

Para esta condición de invierno se puede observar que aunque los valores de ancho y profundidad están cercanos a los límites mayores recomendados por el API, aún es posible manejar el efluente en un solo canal manteniendo las condiciones de separación deseadas.

Seleccionando la altura  $h = 7$  pies

$$A = \frac{A_s}{h} = \frac{123.8}{7} = 17.7 \text{ pies}$$

Longitud del Canal L:

$$L = F \left( \frac{V_H}{V_c} \right) h = 1.665 (15) (7) = 175 \text{ pies}$$

Puesto que  $A_H = L \times A = 175 \times 17.7 = 3097.5 \approx 3,091.6 \text{ pie}^2$

Por lo tanto las dimensiones mínimas del separador para las condiciones de invierno serían:

$$A = 17.7 \text{ pies} \approx 18 \text{ pies}$$

$$h = 7 \text{ pies} + 2 \text{ pies claro libre} = 9 \text{ pies}$$

$$L = 175 \text{ pies}$$

Obviamente las condiciones de invierno son más críticas requiriéndose en este caso un separador de dimensiones aproximadamente 50% mayores que para las condiciones de verano siendo las dimensiones finales las siguientes:

$$\text{Ancho} = 18 \text{ pies}$$

$$\text{Altura} = 9 \text{ pies (7 ft. de tirante de líquido + 2 ft. claro libre)}$$

$$\text{Largo} = 175 \text{ pies}$$

Sin embargo, estas dimensiones no pueden considerarse como definitivas pues en su definición deben considerarse otros factores como son la disponibilidad y topografía del terreno.

Otra posible solución para este ejemplo en particular y tomando en cuenta que en nuestro país la duración del invierno es relativamente corta en relación al vera

no, es diseñar para las condiciones de invierno sólo -- que dividiendo el flujo entre dos canales con lo cual - se obtienen dos separadores de aproximadamente las mismas dimensiones que el requerido para las condiciones - de verano. Con esta solución, que nos proporciona el - beneficio de tener un separador de repuesto durante el - verano sin costo adicional presenta el riesgo de disminuir a la mitad la capacidad de tratamiento si alguno - de los separadores sufriera una averfa durante el in---vierno que lo obligara a sacar de operación.

Una alternativa al empleo de los Separadores API - es la utilización de Separadores de Placas Corrugadas, - los cuales como se describió con anterioridad requieren comunmente de menor espacio e inversión. La compañía - "Heil Process Equipment Corp." de E. U. en su catálogo - B-931 de dichos separadores, incluye un nomograma para - estimar el flujo de aguas aceitosas que pueden manejar - los paquetes de placas de tamaño estándar descritos en - el punto 3.3. Este nomograma toma en cuenta la diferen - cía de densidades entre el aceite y el agua, la tempera - tura y el tamaño mínimo de partfcula que se desea separar. En base a experiencias previas recomiendan como - regla general utilizar un diámetro de partfcula igual a 60 micras (0.006 cm), con lo cual se logra reducir el - contenido de aceite a valores entre 50-150 mg/l.

Para este ejemplo, en que las condiciones críticas corresponden al invierno y utilizando el nomograma de referencia la capacidad de los paquetes es:

$$T = 60 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta \text{ Densidad Rel.} = 1.00 - 0.966 = 0.034$$

$$\text{Diámetro Partícula} = 60 \text{ micras}$$

$$\therefore \text{Capacidad} = 50 \text{ GPM/Paquete}$$

Cantidad de paquetes requeridos:

$$\text{Paquetes} = \frac{\text{Flujo Total}}{\text{Flujo/paquete}} = \frac{1042}{50} = 20.8 = 21$$

Considerando el arreglo común de instalar 2 paquetes por cada celda o tanque, el número de celdas requerido es:

$$\text{Celdas} = \frac{21}{2} = 10.5 = 11$$

Considerando el arreglo en batería mostrado en la figura 3.11 el número de celdas a construir sería 12 - quedando una celda de repuesto, requiriendo un área total aproximada de 61 pies de largo x 28 pies de ancho.

Para las condiciones de verano en que  $T = 100^\circ\text{F}$  y  $\Delta \text{ Densidad Rel.} = 0.994 - 0.952 = 0.042$ , del nomograma de referencia y para el mismo diámetro de partícula -- (60 micras) la capacidad de los paquetes es:



Cap. = 85 GPM

No. Paquetes =  $\frac{1042}{85} = 12.2 = 13$

No. Celdas =  $\frac{13}{2} = 6.5 \quad 7$

Por lo tanto durante este periodo es necesario --  
operar unicamente entre 6 y 7 celdas quedando las res-  
tantes fuera de servicio.

#### B) Diseño de la Unidad de Flotación - Flujo con Recircula-- ción.

##### Datos Experimentales:

- Recirculación Presurizada: 40% del deshecho influente
- Flujo de Derrame: OR = 1.9 GPM/pie<sup>2</sup>\*
- Presión de Saturación de aire: 50 lb/pulg<sup>2</sup> man.
- Dosificación de agente coagulante (Alumina): 30-50 mg/l.
- Tiempo de Retención:
  - Coagulación: 10.5 min
  - Flotación = 25 min\*

\* Basado en una Recirculación del 40%

##### Diseño:

Las dimensiones de la unidad de flotación se determi-  
narán respetando las recomendaciones establecidas para los  
separadores API, iniciando con la cámara de flotación que-  
lógicamente requiere las mayores dimensiones.

1) Cámara de Flotacióna) Area Horizontal  $A_H$ .

Puesto que el Flujo de Derrame OR está dado por la relación:

$$OR = \frac{Q}{A_H}$$

siendo Q la suma del deshecho influente y de la corriente de recirculación,

$$A_H = \frac{Q}{OR} = \frac{1042 \text{ GPM} (1.4)}{1.9 \text{ GPM/pie}^2} = 768 \text{ pie}^2$$

## b) Volumen de la cámara V:

$$\begin{aligned} V &= Q \times \text{Tiempo Retención} = \\ &= 1042 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times 1.40 \times 25 \text{ min} = 36,470 \text{ gal} = \\ &= 4,876 \text{ pie}^3 \end{aligned}$$

## c) Altura o tirante del Líquido h:

Puesto que  $V = A_H \times h$ :

$$h = \frac{V}{A_H} = \frac{4,876}{768} = 6.4 \text{ pies}$$

## d) Ancho y Longitud

Analizando para los valores límites recomendados para la relación  $h/A$  :  $0.3 \leq h/A \leq 0.5$

- Sea  $h/A = 0.3$ :

$$A = \frac{h}{0.3} = \frac{6.4}{0.3} = 21.3 \text{ pie}$$

Puesto que  $A_H = A \times L$ :

$$L = \frac{A_H}{A} = \frac{768}{21.3} = 36 \text{ pie}$$

Vel. de Flujo:

$$V_H = \frac{Q}{A_s} = \frac{1042 \text{ gal/min.} (1.4) (1 \text{ pie}^3 / 7.48 \text{ gal})}{(6.4 \times 21.3) \text{ pie}^2}$$

$$= 1.43 \text{ pies/min.}$$

- sea  $h/A = 0.5$ :

$$A = \frac{h}{0.5} = \frac{6.4}{0.5} = 12.8 \text{ pies}$$

$$L = \frac{768}{12.8} = 60 \text{ pies}$$

$$V_H = \frac{1042 (1.4) (1/7.48)}{6.4 \times 12.8} = 2.4 \text{ pies/min.}$$

De lo anterior se observa que para la relación  $h/A = 0.3$  la velocidad de flujo es lo suficientemente baja para no crear problemas de turbulencias. Sin embar--go, el ancho de la cámara (21.3 pies) excede los 20 pies recomendados por el API. Por el contrario, para la rela--ción  $h/A = 0.5$  el ancho de la cámara (12 pies) está den--tro del rango recomendado de 6 a 20 pies sólo que la ve-

locidad de flujo es ligeramente alta pudiendo crear problemas de turbulencias que afectan la separación de los conglomerados partícula-aire.

Sea  $h/A = 0.4$ :

$$A = \frac{h}{0.4} = \frac{6.4}{0.4} = 16 \text{ pies}$$

$$L = \frac{768}{16} = 48 \text{ pies}$$

$$V_H = \frac{1042 (1.4) (1/7.48)}{6.4 \times 16} = 1.9 \text{ pies/min.}$$

De lo anterior se concluye que para una relación  $h/A = 0.4$  las dimensiones de profundidad y ancho quedan dentro de los rangos establecidos manteniendo una velocidad de flujo adecuada siendo las dimensiones finales de la cámara:

Ancho = 16 pies (interiores)

Altura = 6.5 + 2 pies claro libre = 8.5 pies

Largo = 48 pies (interiores)

## 2) Cámara de Flocculación:

En este caso, el flujo alimentado corresponde al deshecho influente únicamente.

a) Volumen de la cámara:

$$V = Q \times \text{Tiempo Retención} = 1042 \text{ GPM} \times 10.5 \text{ min} =$$

## b) Dimensiones de la cámara.

Considerando que la cámara de floculación se construya como una extensión corriente arriba de la sección de flotación, que resulta en un diseño más sencillo y compacto, las dimensiones de profundidad y ancho se deben mantener, esto es:

$$h = 6.5 \text{ pies, y } A = 16 \text{ pies}$$

$$\text{de donde } L = \frac{1463}{6.5 \times 16} = 14 \text{ pies}$$

Por razones de simetría y para lograr una mejor acción del agitador que promueve el contacto y crecimiento de los flóculos, la longitud se debe incrementar a 16 pies, con lo que se aumenta el tiempo de residencia y de contacto de los flóculos, siendo las dimensiones finales:

$$\text{Ancho} = 16 \text{ pies (interiores)}$$

$$\text{Altura} = 6.5 + 2 \text{ pies claro libre} = 8.5 \text{ pies}$$

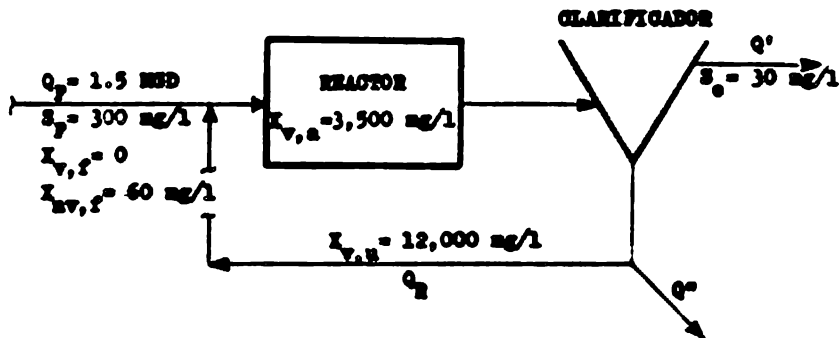
$$\text{Largo} = 16 \text{ pies (interiores)}$$

## 3) Dosificación del Agente coagulante:

$$\text{Dosis} = 50 \text{ mg/l.}$$

$$\begin{aligned}
 W &= 50 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \times 1042 \frac{\text{gal}}{\text{min.}} \times \frac{3.785 \text{ l}}{\text{gal}} \times \frac{\text{gr}}{103 \text{ mg}} \times \frac{1 \text{ lb}}{454 \text{ gr}} \times \frac{60 \text{ min}}{\text{hr}} = \\
 &= 26 \frac{\text{lb}}{\text{hr.}}
 \end{aligned}$$

## c) Diseño del Sistema de Lodos Activados.

Datos:

## Coeficientes Experimentales:

$$k = 0.026 \text{ Dfa}^{-1} @ 77^{\circ}\text{F}$$

$$a = 0.56$$

$$b = 0.056$$

$$a' = 0.6$$

$$b' = 0.08$$

$$\alpha = 0.85$$

$$\beta = 0.92$$

Sólidos suspendidos en el efluente final = 25 mg/l.

DBO asociada con los sólidos suspendidos = 0.3 mg DBO/mg S.S.

Diseño:

- 1.- Concentración de sólidos en el reactor  $X_{v,a}$  y en la recirculación (Datos Experimentales):

$$X_{v,a} = 3,500 \text{ mg/l.}$$

$$X_{v,u} = 12,000 \text{ mg/l.}$$

$$F/M = 0.5 \text{ Dfa}^{-1}$$

- 2.- Cantidad de DBO removida  $S_r$ :

$$S_r = Q_F (S_f - S_e)$$

$$S_e = \text{DBO total} - \text{DBO asociado con los sólidos - suspendidos.}$$

$$\text{DBO de Sólidos} = 25 \times 0.3 = 7.5 \text{ mg/l.}$$

$$S_e = 30 - 7.5 = 22.5 \text{ mg/l y}$$

$$S_r = 1.5 \times 10^6 \frac{\text{gal}}{\text{Dfa}} (300 - 22.5) \frac{\text{mg}}{\text{l}} \left( \frac{3.785 \text{ l}}{\text{Gal}} \right)$$

$$\left( \frac{1 \text{ b}}{0.454 \times 10^6 \text{ mg}} \right) = 1.5 (277.5) (8.337) = 3,470 \frac{\text{lb}}{\text{Dfa}}$$

- 3.- Temperatura en el tanque de aeración .

Dado que la remoción de materia orgánica es más lenta a temperaturas menores, la temperatura se debe calcular a las condiciones de invierno. De la ecuación 54:

$$(T_i - T_w) C_p Q_w = (T_w - T_a) H_a (h_p)$$

$$T_w = \frac{T_i C_p Q_w + T_a H_a (h_p)}{H_a (h_p) + C_p Q_w}$$

En este caso la temperatura de la corriente in-fluyente  $T_i$  se considera ser la misma que la temperatura ambiente  $T_a$ .

$$T_a = 60^\circ\text{F}$$

$$C_p = 1.0 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$H_a = 2,500 \frac{\text{BTU}}{\text{hp} \cdot \text{hr}^\circ\text{F}}$$

$$Q_w = 1.5 \times 10^6 \frac{\text{gal}}{\text{Dfa}} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{7.48 \text{ Gal}} \times \frac{\text{Dfa}}{24 \text{ hrs.}} \times 62.37 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} = 5.211 \times 10^5 \frac{\text{lb}}{\text{hr.}}$$

Asumiendo una remoción de 45 lb DBO/hp-Dfa:

$$h_p = \frac{3470 \text{ lb DBO/Dfa}}{45 \text{ lb DBO/hp-Dfa}} = 77 \text{ hp.}$$

y

$$T_w = \frac{60 (1.0) (5.211 \times 10^5) + 60 (2500) (77)}{(2500) (77) + (1.0) (5.211 \times 10^5)} = 60^\circ\text{F}$$

4.- Constante de remoción específica a la temperatura de invierno.



De la ecuación 23:  $k_2 = k_1 \theta^{(T_2 - T_1)}$

Puesto que se desconoce el valor experimental de  $\theta$ , se asumirá un valor de 1.056

$$k_2 = 0.026 (1.056)^{(15.5-25)} = 0.026 (1.056)^{-9.5} = 0.0155 \text{ Día}^{-1}$$

5.- Relación de recirculación r:

a) - Asumiendo que la velocidad de remoción de sustrato controla el proceso.

De la ecuación 67:

$$r = \frac{X_{v,a} - X_{v,f} - a(S_f - S_e) + b(S_f - S_e) / k_2(S_e - S_n)}{X_{v,u} - X_{v,a}}$$

$$= \frac{3,500 - 0 - 0.56(300 - 22.5) + 0.056(300 - 22.5) / 0.0155(22.5 - 0)}{12,000 - 3,500}$$

$$= \frac{3,500 - 155.4 + 44.5}{8500} = 0.399$$

b) Asumiendo que la sedimentación de los lodos controla:

De la ecuación 69:

$$r = \frac{[X_{v,a} - X_{v,f} - a(S_f - S_e)](F/M) + b S_f}{(X_{v,u} - X_{v,a})(F/M) - b S_e}$$

$$= \frac{[3,500 - 0 - 0.56(300 - 22.5)](0.5) + 0.056(300)}{(12,000 - 3,500)(0.5) - 0.056(22.5)}$$

$$= \frac{(3,500 - 155.4)(0.5) + 16.8}{(8500)(0.5) - 1.3} = \frac{1589.1}{4248.7} = 0.397$$

6.- DBO de la corriente alimentada al reactor.

De la ecuación 55: 
$$S_o = \frac{S_f + r S_e}{(1 + r)}$$

a).- Asumiendo que la remoción de sustrato controla el proceso:

$$r = 0.399$$

$$S_o = \frac{300 + 0.399(22.5)}{1 + 0.399} = \frac{308.98}{1.399} = 220.86 \text{ mg/l.}$$

b).- Asumiendo que la sedimentación de los lodos controla:

$$r = 0.397$$

$$S_o = \frac{300 + 0.397(22.5)}{1 + 0.397} = \frac{308.93}{1.397} = 221.14 \text{ mg/l.}$$

7.-Tiempo de Residencia del Reactor.

a).- Asumiendo que la remoción de sustrato controla el proceso:

De la ecuación 22:

$$t = \frac{S_o - S_e}{k x_{v,a} (S_e - S_R)} = \frac{220.86 - 22.5}{0.0155(3500)(22.5)} = 0.162 \text{ Días}$$

b).- Asumiendo que la sedimentación de los lodos controla el proceso:

De la ecuación 34:

$$t = \frac{S_0}{\bar{x}_{v,a} (F/M)} = \frac{221.14}{3500 (0.5)} = 0.126 \text{ Días}$$

$0.162 > 0.126$  Días y por lo tanto la remoción de sustrato controla el proceso, siendo el tiempo de residencia del reactor:

$$t = 0.162 \text{ Días} \approx 4.0 \text{ Hrs.}$$

La carga orgánica real  $F/M$  del sistema se obtiene a partir de la ecuación 34:

$$F/M = \frac{S_0}{\bar{x}_{v,a} (t_r)} = \frac{220.86}{3500 (0.162)} = 0.39$$

Este valor se encuentra dentro del rango en que se tienen buenas características de asentamiento y por lo tanto no es necesario hacer ajustes en el tiempo de residencia para tener compatibilidad entre la reducción de sustrato y la floculación y sedimentación de los lodos.

## 8.- Volumen y Area del Tanque Reactor

## a) Volumen

De la ecuación 63:

$$V = Q_F (1+r) t = 1.5 \times 10^6 (1 + 0.399) (0.162) = \\ = 340,000 \text{ gal.} = 45,450 \text{ pie}^3.$$

El tiempo de residencia basado en el flujo de la corriente alimentada al sistema es:

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{340,000}{1.5 \times 10^6} = 0.227 \text{ Días} = 5.4 \text{ Hrs.}$$

## b) Area Superficial

$$V = A \cdot h, \quad A = \frac{V}{h}$$

Asumiendo una profundidad de 12 pies que es comúnmente el límite inferior recomendado por los fabricantes de equipos de aereación para que tanto la aereación como el mezclado de la suspensión sean efectivos:

$$A = \frac{V}{h} = \frac{45,450}{12} = 3,800 \text{ pie}^2$$

9.- Flujo de la purga de lodos, de la Recirculación y del efluente final.

a) Purga de lodos:

De la ecuación 70:

$$Q^u = \frac{\Delta X_v + Q_F X_{v,f}}{X_{v,u}} = \frac{1,388 \frac{\text{lb}}{\text{Día}} + 0}{12,000 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \left( \frac{3.785 \text{ l}}{1 \text{ gal}} \right) \left( \frac{16}{454,000 \text{ mg}} \right)} =$$

$$= 73,874 \frac{\text{gal}}{\text{Día}} = 10 \text{ GPM}$$

b) Recirculación de lodos:

De la ecuación 52:

$$Q_R = r Q_F = 0.399 (1.5 \times 10^6)$$

$$= 0.6 \times 10^6 \text{ MGD} = 416 \text{ GPM}$$

c) Efluente final del clarificador:

De la ecuación 71:

$$Q' = Q_F - Q^u = 1.5 \times 10^6 - 13,874 =$$

$$= 1.486 \times 10^6 \text{ MGD} = 1,032 \text{ GPM.}$$

10.- Consumo de Oxígeno.

De la ecuación 58:

$$O_2 = a' (S_f - S_e) Q_F + b' X_{v,a} V$$

Dado que durante los meses de calor la remoción de sustrato es más rápida aumentando con-

secuentemente el consumo de oxígeno, es necesario efectuar el cálculo basado en la condición de verano. Para fines comparativos el cálculo se hará para ambas condiciones.

a) Invierno

$$\begin{aligned} O_2 &= a' (S_f - S_e) Q_F + b' X_{v,a} V = \\ &= 0.6 (300 - 22.5) (1.5) (8.337) + 0.08 (3500) (0.34) (8.337) = \\ &= 2,082 + 794 = 2,876 \frac{\text{lb}}{\text{Dfa}} \end{aligned}$$

b) Verano ( $T = 100^\circ\text{F} = 38^\circ\text{C}$ )

Similarmente al punto 3, la temperatura del tanque de aereación para esta condición sería  $38^\circ\text{C}$  ( $100^\circ\text{F}$ ).

A esta temperatura el valor de la constante de remoción específica es:

$$\begin{aligned} k_2 &= k_1 \theta^{(T_2 - T_1)} = 0.026 (1.056)^{38-20} = 0.026 (1.056)^{18} = \\ &= 0.069 \text{ Dfa}^{-1} \end{aligned}$$

Con este valor de  $k$  a la condición de verano, la DBO del efluente final  $S_e$  se obtiene a partir de la ecuación 22:

$$t = \frac{S_0 - S_e}{k X_{v,a} (S_e - S_n)} ; \quad S_e = \frac{S_0}{(k X_{v,a} t) + 1}$$

$$S_e = \frac{220.86}{0.069 (3500) (0.162)^{+1}} = 5.5 \text{ mg/l.}$$

$$O_2 = a' (S_f - S_e) Q_f + b' X_{v,a} V =$$

$$= 0.6 (300 - 5.5) (1.5) (8.337) + 0.08 (3500) (0.34) (8.337) =$$

$$= 2,210 + 794 = 3,004 \text{ lb/Dfa}$$

11.- Transferencia de Oxígeno a las condiciones de campo.

De la ecuación 41:

$$M = M_0 \left( \frac{B}{C_s} \frac{C_{sw} - C_L}{C_s} \right) \alpha \frac{P_{w0}}{P_s}^{(T-20)}$$

Puesto que no se dispone de datos de los fabricantes, se asumirá que los aeradores tienen una eficiencia de transferencia de 3.0 lb/O<sub>2</sub>/hp. hr. a condiciones estándar. Por lo tanto si se desea mantener en el tanque de aireación una concentración de oxígeno disuelto igual a 2.5 mg/l, la transferencia de oxígeno a las condiciones de campo es:

$$N = \left( \frac{3.0 \cdot 0.92 \cdot C_{sw} - 2.5}{C_s} \right) (0.85) \left( \frac{29.92}{29.92} \right) (1.024)^{18} \quad (38-20)$$

$$C_s = 9.2 \text{ mg/l @ } 20^\circ\text{C @ } 1 \text{ atm.}$$

$$C_{sw} = 6.6 \text{ mg/l @ } 38^\circ\text{C @ } 1 \text{ atm.}$$

Substituyendo:

$$N = 3.0 \left( \frac{0.92 \times 6.6 - 2.5}{9.2} \right) (0.85) (1.024)^{18} =$$

$$= 1.52 \frac{\text{lb } O_2}{\text{hp-hr.}}$$

$$= 36.5 \frac{\text{lb } O_2}{\text{hp-Dfa}}$$

12.- Potencia total requerida y nivel de potencia.-

De la ecuación 73:

$$h_p = \frac{O_2}{N} = \frac{3.004}{36.5} = 82.3 \text{ hp'}$$

De la ecuación 74:



$$\begin{aligned} \text{N.P.} \frac{h_p}{V} &= \frac{82.3 h_p}{0.34 \times 10^6 \text{ gal}} = \\ &= 242 \frac{h_p}{10^6 \text{ gal}} > 100 \frac{h_p}{10^6 \text{ gal}} \end{aligned}$$

13.- Producción de Sólidos biológicos degradables.

De la ecuación 57:

$$\Delta X_v = a (S_f - S_e) Q_f + b X_{v,a} V$$

La producción de sólidos biológicos volátiles se estimará en base a las condiciones de verano por ser una cantidad mayor. Del punto 10, la DBO a la descarga para el verano es  $S_e = 5.5 \text{ mg/l}$ .

Substituyendo:

$$\begin{aligned} \Delta X_v &= 0.56 (300-5.5) (1.5) (8.337) - 0.056 (3500) (0.34) (8.337) = \\ &= 2,062 - 555 = 1,507 \text{ lb/Dfa.} \end{aligned}$$

14.- Producción de Sólidos biológicos no degradables y de sólidos totales.

## a) Sólidos no degradables:

De la ecuación 28:

$$\begin{aligned} \Delta X_{nv} &= Q_F (X_{nv,f} - X_{nv,e}) + Q^e X_{nv,e} = \\ &= 1.5 (60 - 25 \times 0.7) (8.337) + 0.01387 (25 \times 0.7) (8.337) = \\ &= 532 + 2 = 534 \text{ lb/Dfa.} \end{aligned}$$

## b) Sólidos Totales:

De la ecuación 72:

$$\begin{aligned} \Delta X_T &= \Delta X_v + \Delta X_{nv} + Q_F X_{v,f} = \\ &= 1,507 + 534 + 0 = 2,041 \text{ lb/Dfa} \end{aligned}$$

## 15.- Cantidad de Nutrientes requeridos:

## a) Nitrógeno:

De la ecuación 43:

$$\begin{aligned} N &= 0.12 \Delta X_v + 1.0 \text{ mg/l } (Q_F) = \\ &= 0.12 (1507 \text{ lb/Dfa}) + 1.0 (1.5) (8.337) \text{ lb/Dfa} = \\ &= 181 + 12.5 = 193.5 \text{ lb/Dfa} \end{aligned}$$

## b) Fósforo

De la ecuación 44:

$$\begin{aligned} P &= 0.02 \Delta X_v + 0.5 \text{ mg/l } (Q_F) = \\ &= 0.02 (1507) + 0.5 (1.5) (8.337) = 30 + 6.25 = \\ &= 36.25 \text{ lb/Dfa.} \end{aligned}$$

Estas son las cantidades de Nitrógeno y Fósforo que requiere el sistema para operar satisfactoriamente. Puesto que ambos nutrientes ya se encuentran presentes en el sistema es necesario verificar si se requiere adicionar alguna cantidad de ellos.

-Nitrógeno Disponible:

$$N = 30 \times 1.5 \times 8.337 = 375 \text{ lb/Día} > 193.5 \text{ lb/Día,}$$

y por lo tanto se tiene un exceso. La concentración del amoníaco a la descarga del tratamiento es:

$$\text{NH}_3 = \frac{(375 - 193.5)}{1.5 \times 8.337} = 14.5 \text{ mg/l como N.}$$

-Fósforo Disponible.

$$P = 12 \times \frac{31}{95} \left( \frac{P}{\text{PO}_4} \right) \times 1.5 \times 8.337 = 49 \text{ lb/Día} > 36.25 \text{ lb/Día}$$

En este caso también se tiene un exceso de fosfato. Su concentración a la descarga del tratamiento es:

$$\text{PO}_4 = \frac{(49 - 36.2) \times 95/35}{1.5 \times 8.337} = 2.8 \text{ mg/l.}$$

## D).- Diseño del Clarificador Secundario.

Datos Experimentales de Asentamiento de los lodos:

Concentración de lodos $C_1$ (mg/l)	1,600	2,500	2,600	4,000	5,000	8,000
Velocidad de asentamiento ZSV (pie/hr)	11.0	8.0	5.0	2.0	1.0	0.3

1) Graficando los datos experimentales de  $C_1$  - vs - ZSV en papel logarítmico se obtiene la curva de la figura 3.6-A

2) Flujo de Sólidos  $G_B$  de diseño

De la ecuación 75:  $G_B = C_1 \cdot (ZSV)$

De la gráfica anterior se generan los siguientes valores de  $C_1$ , ZSV y  $G_B$ :

$C_1$ (mg/l)	ZSV (pie/hr)	$G_B = C_1 \cdot ZSV \cdot 6.25 \times 10^{-5}$ (lb/pie <sup>2</sup> -hr)
1,000	12.0	0.75
1,500	11.3	1.06
2,000	9.0	1.12
2,500	6.2	0.97
3,000	3.8	0.71
4,000	1.82	0.45
5,000	1.0	0.31
6,000	0.63	0.24
7,000	0.42	0.18
8,000	0.3	0.15

3) Graficando los datos anteriores de  $C_1$  - vs -  $G_B$  se obtie

tiene la curva de la fig. 3.6 - B.

Trazando una tangente a la curva desde el valor de concentración de lodos en el fondo del clarificador - - - (12,000 mg/l) se obtiene el valor de diseño  $G_B$  en el punto de intersección con el eje de las ordenadas.

$$G_B \text{ Diseño} = 0.43 \frac{1b}{\text{pie}^2 \text{ hr.}}$$

### 3) Area del Clarificador

a) Asumiendo que la velocidad de asentamiento ZSV controla el diseño:

$$\text{De la ecuación 77: } A = \frac{Q}{C.V.}$$

La carga sobre el vertedero C.V. está dada por la - - ecuación 76:

$$C.V. = 180 (ZSV) F_c$$

De la gráfica de  $C_1$  - vs - ZSV, se tiene que para una concentración de 3,500 mg/l de sólidos mantenida en - el tanque de aereación le corresponde una velocidad - de asentamiento ZSV = 2.5 pie/hr.

Seleccionando un factor de escalación  $F_c = 0.7$ :

$$C.V. = 180 (2.5) (0.7) = 315 \frac{\text{gal}}{\text{pie}^2 \text{ Dfa}}$$

substituyendo en la ecuación 77:

$$A = \frac{1.5 \times 10^6 (1 + 0.399)}{315} = 6,662 \text{ pie}^2$$

b) Asumiendo que el espesamiento de los lodos controla el diseño:

De la ecuación 78: 
$$A = \frac{(Q + Q_R) X_{v,a}}{C_B}$$

$$A = \frac{(1.5+0.6) \times 10^6 \text{ gal/día} (3500 \text{ mg/l})}{0.43 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2\text{-hr.}}} \times \frac{24 \text{ hr.}}{1 \text{ Día}} \text{ pie}^3 \quad 28.37 \text{ l}$$

$$= 5,950 \text{ pie}^2$$

$$6,662 \text{ pie}^2 > 5,950 \text{ pie}^2 \quad \text{y por lo tanto el asentamiento de los lodos controla el diseño siendo el área requerida.}$$

$$A = 6,662 \text{ pie}^2$$

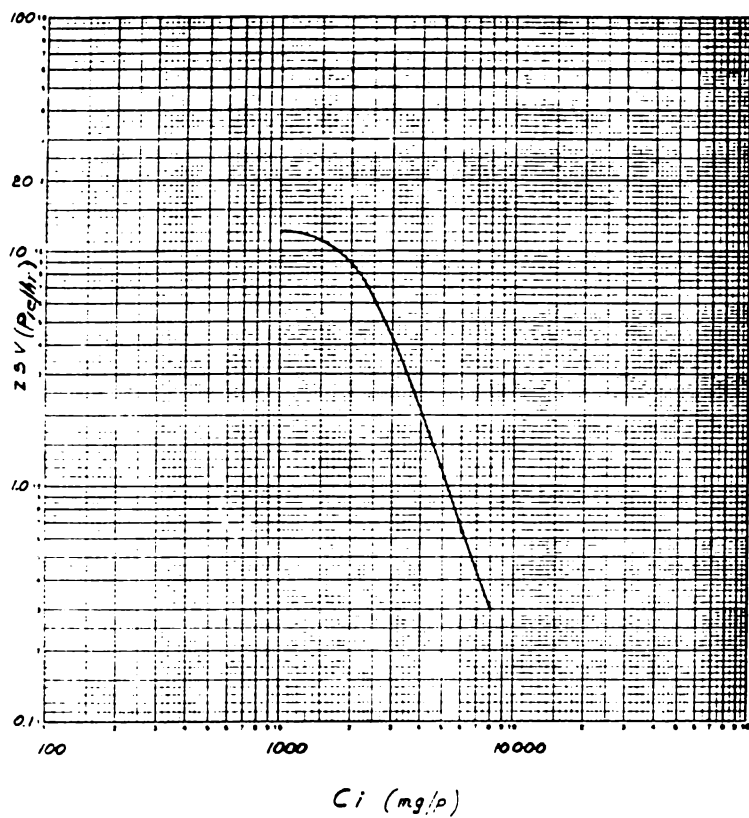


Fig. 3.6-A

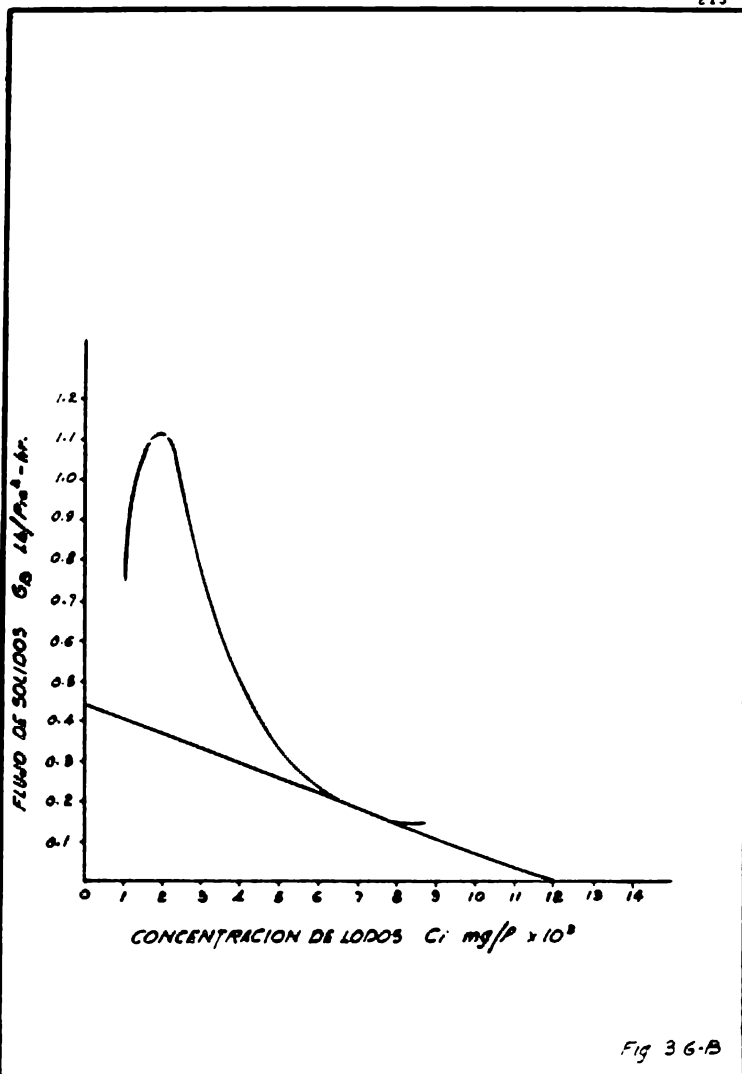


Fig 3 6-B



#### 4.0 CONCLUSIONES.

Ha sido el propósito de este trabajo presentar algunas consideraciones de tipo práctico para el diseño de un sistema de tratamiento de efluentes. Si bien está enfocado hacia el tratamiento de los efluentes aceitosos de las refinerías y de hecho se aplica ampliamente con éxito en diversas industrias, la petroquímica entre ellas. Desde luego no existe un tratamiento típico adecuado para todos los casos - aún entre instalaciones similares como son las refinerías. La gran diversidad en composiciones y flujos así como la calidad deseada de las aguas residuales hacen de los efluentes un problema característico de cada planta que requiere un diseño particular.

Un diseño que asegure resultados exitosos debe iniciarse con la caracterización y segregación en redes de drenaje independientes de todas las corrientes de deshecho de la planta según sea su procedencia, tipo y grado de contaminación. De la segregación que se haga de los efluentes agrupándolos por sus características semejantes depende la complejidad de la mezcla de desechos a tratar, su flujo y consecuentemente la capacidad y número de los equipos de tratamiento. Una segregación defectuosa de los efluentes puede ocasionar que aguas de deshecho no contaminadas sean alimentadas sin requerirlo a los sistemas de tratamiento contribu-

yendo a aumentar su capacidad o bien alimentar sustancias o compuestos indeseables que afecten su funcionamiento y efectividad. Por el contrario una segregación excesiva repercute en unos costos de inversión altos que posiblemente no sean justificables.

Otro factor de vital importancia en la selección del tipo de tratamiento y el éxito de su aplicación, es la susceptibilidad del efluente a ser tratado positivamente. Desafortunadamente, en la actualidad no se dispone de los medios suficientes para predecir con exactitud el comportamiento de una muestra líquida de desechos al ser sometida a un tratamiento específico de purificación a partir del conocimiento de los procesos e instalaciones de la planta, lo que hace necesario tener que efectuar pruebas experimentales para evaluar dicho comportamiento. Un especial cuidado se debe tener en la selección del tipo de estudios a desarrollar en cada caso, así como en la evaluación de los resultados obtenidos. Una mala selección de las pruebas y deficiente interpretación de los resultados puede conducir tanto a pérdidas de tiempo como de tipo económico y producir un diseño inadecuado de los sistemas y equipos de tratamiento con pobres o nulos resultados.

Existen otros factores si bien no fundamentales como los anteriores, no por eso menos importantes, que deben ser evaluados en la selección y diseño de un sistema de trata-

miento como son la disponibilidad y requerimientos de agua fresca de la planta, características de las aguas receptoras, disponibilidad y topografía del terreno, posibilidades de expansión de la planta y del sistema de tratamiento, disponibilidad en el mercado de los equipos de tratamiento y por supuesto los recursos financieros. Cada uno de estos factores establece una serie de necesidades y limitaciones que deben ser considerados en la evaluación de un sistema de tratamiento. La selección final debe ser aquella que ajustándose a las necesidades de la planta ofrezca la combinación más atractiva de inversión inicial y costos de operación y mantenimiento.

Efectuar una evaluación de varios o todos los sistemas de tratamiento que pudieran aplicarse a una situación específica requiere de tiempo e inversión económica fuerte. Es aconsejable recurrir a fuentes de información como son experiencias previas en instalaciones similares y enfocar el estudio sobre los sistemas más viables. El sistema aquí descrito integrado por un tratamiento primario a base de separadores por gravedad API, de placas paralelas y unidades de flotación y de un tratamiento secundario a base de lodos activados proporciona un efluente de calidad tal que cumple con las restricciones legales para descarga de aguas residuales y que posibilita la instalación en un futuro de un sistema de tratamiento terciario para reuso inmediato de las aguas dentro de la misma planta, con un mínimo de modificaciones.

## 5.0 REFERENCIAS Y BIBLIOGRAFIA

### 5.1. Referencias:

- (1) Standard Methods for the Examination of Water Sewage - and Industrial Wastes, 10a. Ed. American Public Health Association., New York.
- (2) API Method 734-53: Determination of Susceptibility to- Oil Separation. API Manual on Disposal of Refinery -- Wastes; Volume on Sampling and Analysis of Waste Water. American Petroleum Institute, New York.
- (3) Treatment of Recovered Oil Emulsions, Jar Test Proce-- dure. API Manual on Disposal of Refinery Wastes, Vo-- lume on Liquid Wastes Chapter 8. American Petroleum - Institute. New York, 1969.

### 5.2. Bibliografía:

- 1.- Armstrong, Neal E.; "Effects of Waste Water on the A-- quatic Environment". Advance Water Pollution Control- Conference, The University of Texas at Austin. Feb.25- 29, 1980.
- 2.- Bush, Kenneth E; Refinery Waste water Treatment and - Reuse. Chemical Engineering; April 12, 1976.
- 3.- Campbell, G. C. and Scoullar, G. R., "How Shell Treats Oakville Effluent". Waste Treatment and Flare Stack - Design Handbook. Reprinted from Hydrocarbon Processing. Gulf Publishing Co. 1968.
- 4.- Coombs, Jon M., "Pretreatment and Oil Removal". Semi-

- nario de Tratamiento de Efluentes en Refinerías, Envirotech de México, S. A. Instituto Mexicano del Petróleo. Feb. 21, 1978.
- 5.- Coombs, Jon M., "Biological Treatment of Refinery Wastes". Seminario de Tratamiento de Efluentes en Refinerías, Envirotech de México, S. A. Instituto Mexicano del Petróleo, Feb. 21, 1978.
  - 6.- Eckerfelder, W. Wesley., "Water Quality Engineering -- for Practicing Engineers". Barnes and Noble, Inc., -- 1970.
  - 7.- Ford, Davis L., "Activated Sludge Process". Advance Water Pollution Control Conference, The University of Texas at Austin. Feb. 25-29, 1980.
  - 8.- Ford, Davis L., "Operation and Concepts of Aeration Systems". Advance Water Pollution Control Conference, The University of Texas at Austin. Feb. 25-29, 1980.
  - 9.- Jaeschke, L. and Trobisch K. "Treat HPI Wastes Biologically". Waste Treatment and Flare Stack Design Handbook. Reprinted from Hydrocarbon Processing, Gulf Publishing Co. 1968.
  - 10.- Lash, Leslie D. Kominek E. G. "Primary Waste Treatment Methods". Chemical Engineering Desbook. Oct. 6, 1975.
  - 11.- López Ortega, Rodolfo A.; "Tratamiento del Drenaje - Aceitoso en una Refinería. Tula, Hgo., Tesis de Licenciatura. Fac. de Química; Universidad Nacional Autónoma de México. 1979.
  - 12.- Malina, Joseph F., "Principles of Biological Treatment". Advance Water Pollution Control Conference, The University of Texas at Austin. Feb. 25-29, 1980.

- 13.- Ramalho, R. S., "Principles of Activated Sludge Treatment". Hydrocarbon Processing; Vol. 10, 11 y 12, 1968.
- 14.- Ramirez Escalona, Agustín; "Sistema de Codos Activados". Conferencia de Tratamiento de Efluentes Industriales, Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, A. C., Junio 28-29, 1979.
- 15.- Seppa, William O., "Fundamentals of Sewer Design". - - Waste Treatment and Flare Stack Design Handbook, Reprinted from Hydrocarbon Processing, Gulf Publishing - Co., 1968.
- 16.- Simonsen, R. W. "Remove Oil by Air Flotation". Waste-Treatment and Flare Stack Design Handbook". Reprinted from Hydrocarbon Processing; Gulf Publishing, Co. 1968.
- 17.- API Manual on Disposal of Refinery Wastes, Volume on - Liquid Wastes. American Petroleum Institute, Washington, D. C. 1969.
- 18.- Tratamiento Secundario de Aguas de Deshecho. Petró- - leos Mexicanos, Oficina de Protección Ambiental PA-E--37, 1972.