



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

Solución a la Problemática de la Contaminación Ambiental  
Surgida por las Aguas de Desecho en una Unidad  
Petroquímica Desulfurizadora y Recuperadora de Azufre  
a partir de Gas Natural Asociado.

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

**I N G E N I E R O Q U I M I C O**

**P R E S E N T A :**

*Francisco Javier Garduza Rueda*

1984



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**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.

## INTRODUCCION

### 1. GENERALIDADES

- A).- Bateria de Separación Aceite/Gas
- B).- Endulzamiento de Gas Natural
- C).- Obtención de Azufre
- D).- Acondicionamiento de Gas Dulce Húmedo

### 2. ANALISIS QUIMICOS

### 3. DRENAJES Y SU LOCALIZACION

- A).- Drenaje Pluvial
- B).- Drenaje Químico
- C).- Drenaje Aceitoso
- D).- Fosa Separadora de Aceite API

### 4. SELECCION Y CALCULO DEL EQUIPO

### 5. ESTIMACION DE COSTOS

### 6. CONCLUSIONES

## BIBLIOGRAFIA

## INTRODUCCION

## INTRODUCCION

La industria petroquímica constituye uno de los factores básicos del desarrollo económico de México y aprovecha las circunstancias favorables que existen en el país; los recursos petroleros que han permitido el florecimiento de la actividad petroquímica hasta alcanzar una proyección internacional. Es por esto -- que tanto el Estado como los empresarios privados, han desplegado una intensa actividad y una elevada inversión para su desarrollo.

Con esto hemos entrado a ocupar un lugar preponderante dentro del censo de las naciones industrializadas, como un país en desarrollo ascendente desde todos los aspectos del progreso. A pesar de que en los últimos meses se ha manifestado una crisis económica a nivel mundial, en nuestro país se realiza actualmente la explotación de nuevos campos dentro de su programa de producción de petróleo requerido para satisfacer las necesidades de consumo interno y de exportación.

De aquí que Petróleos Mexicanos como empresa paraestatal haya tenido la necesidad de construir nuevas plantas y en algunos -- casos ampliar la capacidad instalada de las ya existentes, modernizando el equipo y capacitando continuamente a su personal.

Al incrementar la cantidad de procesamiento, se aumenta la emisión de desechos residuales, los cuales tendrán que ser tratados adecuadamente con el objeto de que no se conviertan en materias contaminantes del medio ambiente. En este renglón, Pemex a través de una política fijada por la Dirección General, genera instalaciones para evitar la contaminación del ambiente derivado de la operación de las plantas industriales.

El hombre a través de la tecnología ha dado un gran auge al desarrollo de la industria y en las últimas dos décadas, ha tomado en cuenta el desarrollo de técnicas para eliminar o disponer de la mejor manera de los desechos. En las evaluaciones que se han llevado a cabo para determinar qué parte del medio ambiente se ve mayormente afectada por los desechos industriales, se ha --

considerado que es el agua la que mayor daño sufre; en segundo término se encuentra el suelo y por último el aire. Los lagos, ríos y mares son los principales cuerpos receptores de los desechos de la industria. Estos desechos son de una gran variedad y sus efectos al ecosistema han sido catalogados en forma contundente como los que mayores trastornos causan, situación razonable ya que el agua proporciona al hombre su principal riqueza.

Tratando de definir el concepto "DESECHO" se puede mencionar que son residuos y subproductos que se utilizaron en diversos procesos de la industria que no pueden volver a usarse. La disposición de los desechos es materia de sumo interés para la tecnología moderna, por afectar no sólo el medio ambiente, sino en ocasiones la economía de las empresas, cuando entre los desechos se incorporan, como desperdicio, materias y productos valiosos.

El gobierno de México a la fecha, ha implementado una Ley Federal para prevenir y controlar la contaminación ambiental con dos reglamentos en vigor, el de la Prevención y Control de la Contaminación Atmosférica Originada por las Emisiones de Humos y Polvos y el de la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas cuyo contenido se puede resumir en dos artículos:

ART.6 La prevención y control de la contaminación de las aguas, para preservar y restaurar la calidad de los cuerpos receptores, deberá realizarse, en los términos de este reglamento, mediante los siguientes procedimientos:

I.- Tratamiento de las aguas residuales para el control de sólidos sedimentables, grasas y aceites, materia flotante, temperatura y pH; y

II.- Determinación y cumplimiento de las condiciones particulares de las descargas de aguas residuales, mediante el tratamiento de estas, en su caso, de acuerdo con el resultado de los estudios que la autoridad competente realice de los cuerpos receptores, su capacidad de asimilación, sus características de dilución y otros factores.

ART.13 Los responsables de las descargas de aguas residuales que no sean arrojadas en el alcantarillado de las poblaciones, deberán dentro de un plazo de tres años contados a partir de la-

Fecha del registro de la descarga, ajustarla a los siguientes valores:

	<u>Máximos tolerables</u>
Sólidos sedimentables	1.0 ml/lt
Grasas y aceites	70.0 mg/lt
Materia flotante	Ninguna que pueda ser retenida por malla de 3 mm.
Temperatura	35°C
pH	4.5 - 10.0

Considerando lo anterior, este trabajo tiene como objetivo de desarrollar las bases para el proyecto de disminución al máximo de la contaminación producida en el agua, al ampliarse la capacidad nominal instalada en una Unidad Desulfurizadora y Recuperadora de Azufre.

## CAPITULO 1. GENERALIDADES

- A).- Bateria de Separación Aceite/Gas  
Breve descripción del proceso
- B).- Endulzamiento de Gas Natural  
Breve descripción del proceso
- C).- Obtención de Azufre  
Breve descripción del proceso
- D).- Acondicionamiento de Gas Dulce Húmedo



## GENERALIDADES

Los pozos productores de petróleo se clasifican en: fluyentes y de producción artificial o bombeo. Los fluyentes son aquellos pozos en los que el aceite surge del yacimiento al exterior, -- mediante energía natural, la que puede ser de empuje hidráulico o de gas. Los de producción artificial o bombeo, son un sistema de explotación que se aplica cuando la presión no permite que el petróleo fluya por energía natural. Ver Fig. No. 1

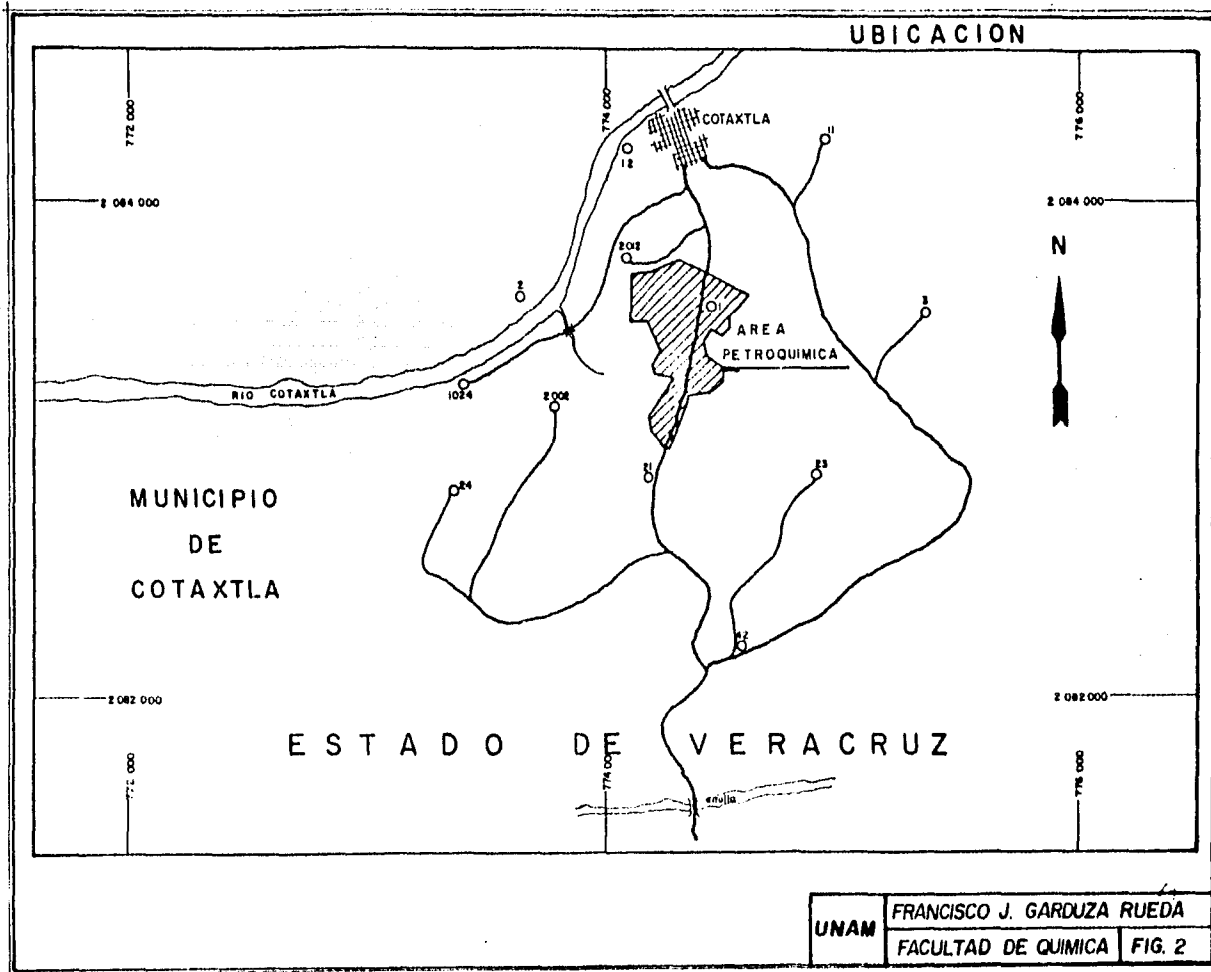
En el pasado, los pozos que no fluían por energía propia, eran abandonados, pero según se han ido perfeccionando los sistemas de explotación, se ha tenido cada vez una recuperación mayor -- del petróleo que se encuentra en dichos yacimientos. En la actualidad, cuando un pozo deja de fluír, se le aplican sistemas de explotación artificiales, como el bombeo neumático, mecánico hidráulico, etc.

El aceite que producen los pozos es enviado por su propia energía, o la que se les proporcione artificialmente, hasta un primer centro de recolección, llamado batería de separadores, en donde se separa mecánicamente el aceite del gas (llamado comúnmente GAS NATURAL ASOCIADO) y del agua; se miden y envían a --- otros centros recolectores de mayor importancia y de ahí a plantas de refinación.

Dentro de las plantas de tratamiento se encuentra la Unidad --- Petroquímica Matapionche, la cual está situada en la jurisdicción del Municipio de Cotaxtla, Estado de Veracruz, a 3 kilómetros al Sur del pueblo de Cotaxtla y 60 kilómetros al Sur de la Ciudad y Puerto de Veracruz, Ver. Ver Fig. No. 2

La Unidad inició sus operaciones en el mes de marzo de 1981 con el objeto de separar el aceite y posteriormente procesar el gas natural húmedo, producido en los campos "Copite", "Mecayucan" y "Matapionche", cuyas reservas justificaron su instalación. Ver Fig. No. 3





### A). Bateria de Separación Aceite/Gas

La batería de separación está diseñada para recuperar 8,500 EPD (barriles por día) de aceite y mandarlos al oleoducto - de 30" entre Nuevo Teapa y Poza Rica, Ver.

Como su nombre lo indica, la función de la batería de separación es recibir el gas natural asociado y separar de él - el aceite que trae en su seno.

#### Breve descripción del proceso.

El gas asociado procedente de los pozos de alta presión --- ( $52 \text{ kg/cm}^2$  y  $40^\circ\text{C}$ ) se introduce a un separador de produc--- ción general donde el gas es separado por el domo para posteriormente rectificarse, es decir, eliminarle el aceite -- que haya podido arrastrar del separador.

El gas en esas condiciones de operación, es enviado a la -- planta endulzadora para procesarse por separado. El aceite- obtenido del separador fluye por gravedad a un cabezal de - 8" en donde se le disminuye su presión hasta  $3.5 \text{ kg/cm}^2$  y - junto con el gas que viene de los pozos de baja presión se- someten a un segundo tratamiento consistente de nuevo en un separador y un rectificador. El gas a  $3.5 \text{ kg/cm}^2$  es compri- mido hasta  $52 \text{ kg/cm}^2$  y enviado a la planta endulzadora.

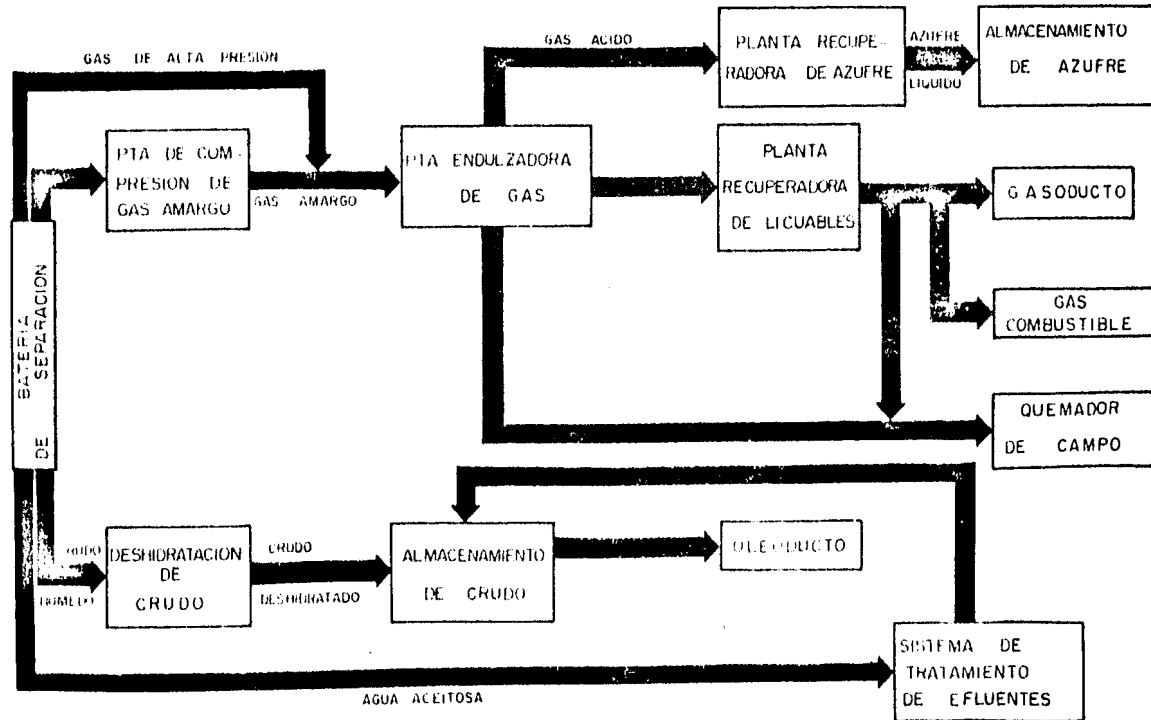
El aceite es llevado por un cabezal de 8" hasta un tanque - deshidratador en donde por diferencia de densidades es sepa- rado del agua. Posteriormente éste es llevado a los tan---- ques de almacenamiento para bombearse al oleoducto.

El agua que se acumula en el deshidratador se envía a una - fosa separadora y recuperadora de aceite tipo API para su - limpieza total. Ver Fig. No. 4

### B).- Endulzamiento de Gas Natural

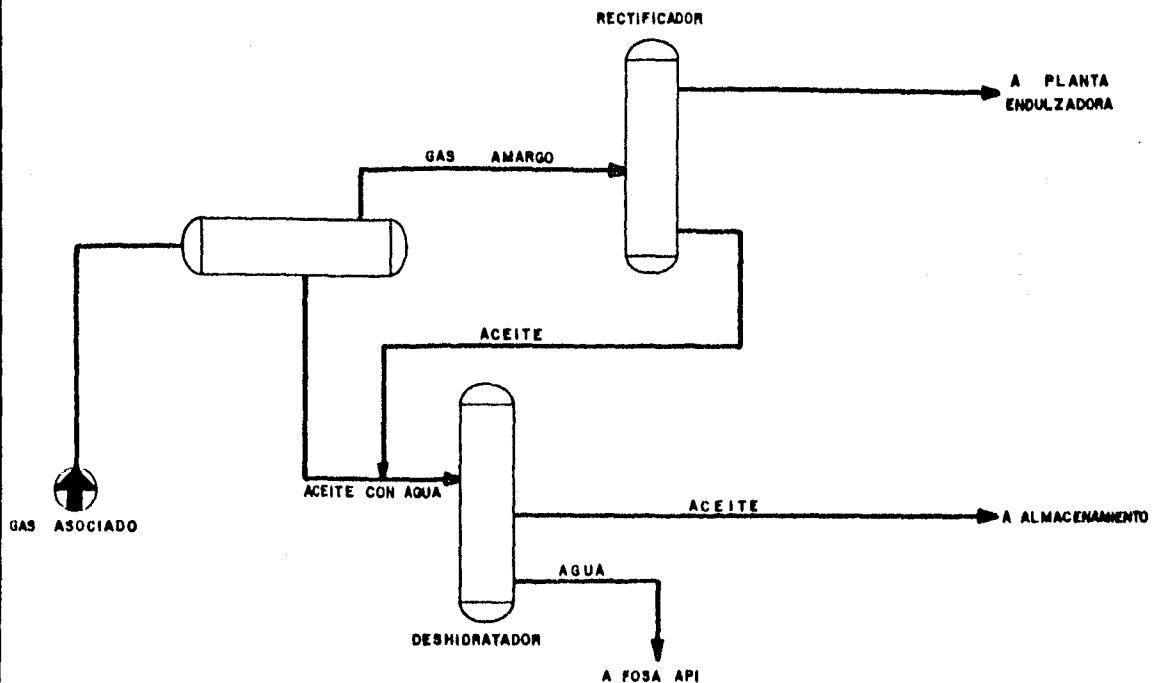
El endulzamiento del gas natural se lleva a cabo por el --- proceso GIBOTOL con un ciclo de regeneración de DEA (dieta nolamina) usada en la absorción de gas ácido. La cantidad - de gas natural que se procesa es de 37 MMSCFD (millones de pies cúbicos por día. Una vez procesado, el gas seco es enviado al gasoducto de 20" entre Angostura y la Ciudad de -- Veracruz.

# PLANTA PETROQUIMICA MATAPIONCHE



UNAM	FRANCISCO J. GARDUZA RUEDA
	FACULTAD DE QUIMICA FIG.3

# SEPARADOR HORIZONTAL



UNAM	FRANCISCO J. GARDUZA RUEDA
	FACULTAD DE QUIMICA FIG. 4

El gas dulce seco sale libre de ácido sulfhídrico, dióxido de carbono y agua. Además, se obtiene gasolina como producto secundario de este proceso ascendiendo el volumen de -- producción a 258 EPD.

#### Breve descripción del proceso

El gas natural se alimenta a una torre absorbidora a  $38^{\circ}\text{C}$  -- de temperatura y una presión de  $52\text{ kg/cm}^2$  ( Ver tablas ---- No. I y II) y fluye a contracorriente de la solución de --- amina que proviene de la sección de regeneración. La solu--- ción de amina regenerada (amina pobre) es alimentada al --- plato superior de la columna a una temperatura de  $46^{\circ}\text{C}$  y al fluír hacia abajo va absorbiendo los gases ácidos.

El gas purificado (dulce) abandona la torre por la parte su perior a una temperatura de  $46^{\circ}\text{C}$  y la amina rica, con los -- gases ácidos disueltos, sale por el fondo de la torre a ---  $65^{\circ}\text{C}$  aproximadamente y pasa luego a través del intercambia- dor de calor amina rica-amina pobre donde se calienta hasta  $106^{\circ}\text{C}$  . A esta temperatura, la solución es alimentada a la- torre regeneradora en el plato No.18. En esta torre, la so- lución de amina es regenerada por el calor generado en la - condensación de vapor de calentamiento en los rehervidores- que incrementan la temperatura de la amina a  $118^{\circ}\text{C}$  . La re- generación se consigue por medio de calor, debido al hecho- de que las reacciones de absorción en la torre absorbidora son exotérmicas. La corriente del domo de la torre regene- radora es gas ácido ( $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{CO}_2$ ) y vapor de agua a  $104^{\circ}\text{C}$  .

Esta corriente pasa al condensador parcial en donde se con- densa el vapor de agua que se manda al tanque acumulador en la base de la torre. Los gases ácidos libres del vapor se - envían al separador de entrada de la Unidad Recuperadora de Azufre. El agua se bombea al plato superior de la torre co- mo reflujo a  $49^{\circ}\text{C}$  .

La solución de amina regenerada (amina pobre) se bombea al- intercambiador de calor amina pobre-amina rica y después al enfriador de amina del cual sale a  $46^{\circ}\text{C}$  fluyendo enseguida- a los filtros de donde lo succiona la bomba principal. Esta

bomba manda la solución al plato superior de la torre absorbadora, complementándose de esta manera el ciclo total. Ver --- Fig. No. 5

### C).- Obtención de Azufre

La cantidad de azufre producido es de 1.5 MMSCFD y es vendido a la Compañía Azufrera Panamericana S.A.

El azufre se obtiene de la oxidación del ácido sulfhídrico recuperado del gas amargo, que en presencia de aire, produce dióxido de azufre, el cual reacciona posteriormente con el ácido sulfhídrico existente. Este proceso se conoce como proceso "Claus".

#### Breve descripción del proceso

Del acumulador de la torre regeneradora, los gases ácidos --- fluyen al separador de entrada de la planta de azufre a una temperatura de  $49^{\circ}\text{C}$  y  $0.53 \text{ kg/cm}^2$  de presión donde se efectúa la separación definitiva de los líquidos arrastrados por el gas. Los gases ácidos se mezclan con el aire suficiente para quemar una tercera parte del  $\text{H}_2\text{S}$  en la cámara de combustión que actúa como un reactor no catalítico de alta temperatura y los productos de esta reacción pasan a la Unidad Recuperadora de calor (URC) en donde la mayor parte del calor producido en la reacción se aprovecha para generar vapor de  $3.5 \text{ kg/cm}^2$ .

El azufre condensado en URC se envía a la fosa de almacenamiento de azufre y los gases se recalientan desde  $190^{\circ}\text{C}$  con gases de  $534^{\circ}\text{C}$  del by-pass del URC; a esta temperatura los gases entran al primer reactor catalítico. Aquí se lleva a cabo una conversión del 40% basado en el  $\text{H}_2\text{S}$  total. Los gases del primer reactor se enfrían a aproximadamente  $177^{\circ}\text{C}$  por medio de generación de vapor en un condensador de azufre y el azufre condensado se envía a la fosa de almacenamiento. Otra corriente entra al segundo reactor y el efluente gaseoso de salida se enfría hasta  $160^{\circ}\text{C}$  por generación de vapor en el condensador de azufre.

El azufre se envía a la fosa de almacenamiento y los gases al incinerador después de pasar por un lavador en el cual se le-



### TABLA I

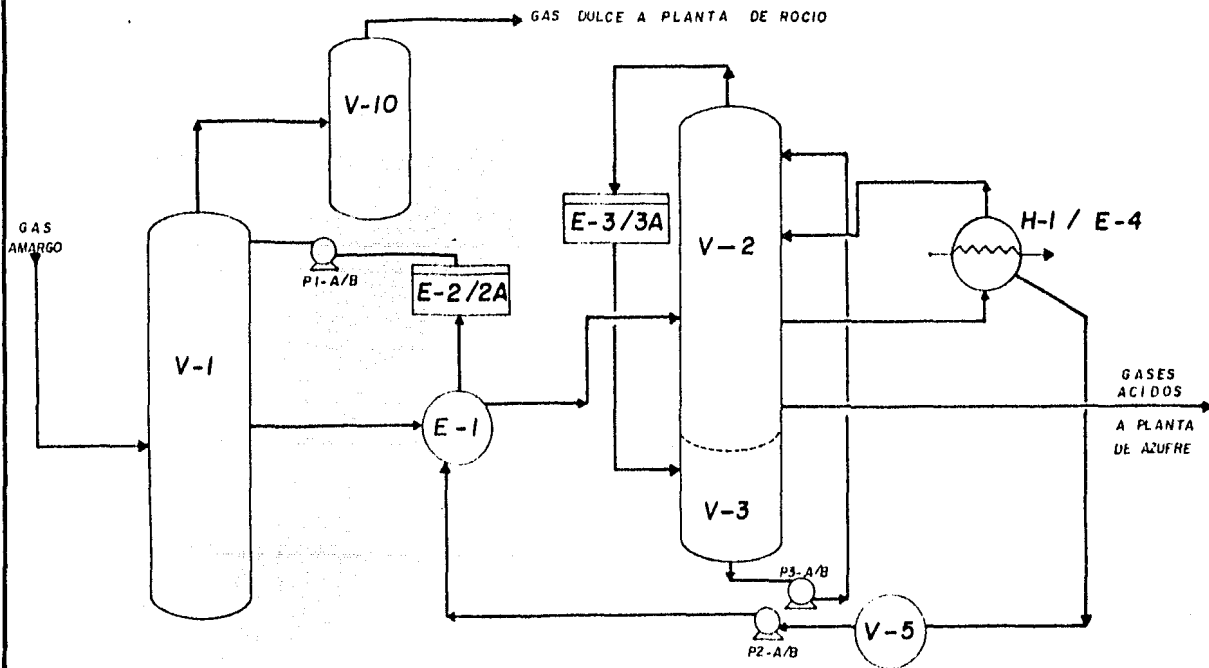
CORRIENTE	FLUJO (MMSCFD)	ESTADO	PRESION(kg/cmf)	TEMPERATURA (°C)
GAS NATURAL _____	37.0 _____	GAS _____	52.0 _____	38
GAS DULCE _____	35.5 _____	GAS _____	51.0 _____	46
AZUFRE _____	1.5 _____	LIQUIDO _____	3.5 _____	138
GAS RESIDUAL _____	34.2 _____	GAS _____	40.0 _____	10
GASOLINA _____	258 BPD _____	LIQUIDO _____	14.6 _____	37

### TABLA II

GAS NATURAL (% MOL)	GAS DULCE	AZUFRE
HC 96.21 _____	99.99% MOL _____	99.94% PUREZA
H <sub>2</sub> S 1.69 _____	4.0 ppm H <sub>2</sub> S MAX.	
CO <sub>2</sub> 2.10 _____	18 lb H <sub>2</sub> O /MMSCFD	

**ESPECIFICACIONES DEL GAS  
NATURAL Y PRODUCTOS.**

# DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA ENDULZADORA



UNAM	FRANCISCO J. GARDUZA RUEDA
	FACULTAD DE QUIMICA FIG.5

separa cualquier residuo de azufre líquido que haya sido --  
arrastrado por los gases residuales.

Las condiciones a la entrada del incinerador son 160°C y --  
presión ligeramente superior a la atmosférica. Ver Fig. No.  
6.

#### D).- Acondicionamiento de Gas Dulce Húmedo

El gas purificado (dulce) procedente de la planta endulza--  
dora a 45°C y 51 kg/cm<sup>2</sup> se recibe en un separador de entra--  
da, en donde se separan el agua y condensado líquido, que -  
trae consigo el gas húmedo; a la corriente de gas que sale  
de este separador se le inyecta una solución de dietilen---  
glicol y enseguida pasa a un tren de enfriamiento en donde -  
se enfría desde 46°C hasta 4°C, intercambiando calor, prime  
ro con el gas seco frío y después en dos enfriadores con --  
propano de un sistema de refrigeración.

Con este enfriamiento se obtienen hidrocarburos condensados  
que, mezclados con la solución de dietilenglicol y con el -  
gas, pasan a un separador en donde las tres fases se apar--  
tan. Posteriormente se procesan por separado las corrientes  
de condensado y dietilenglicol.

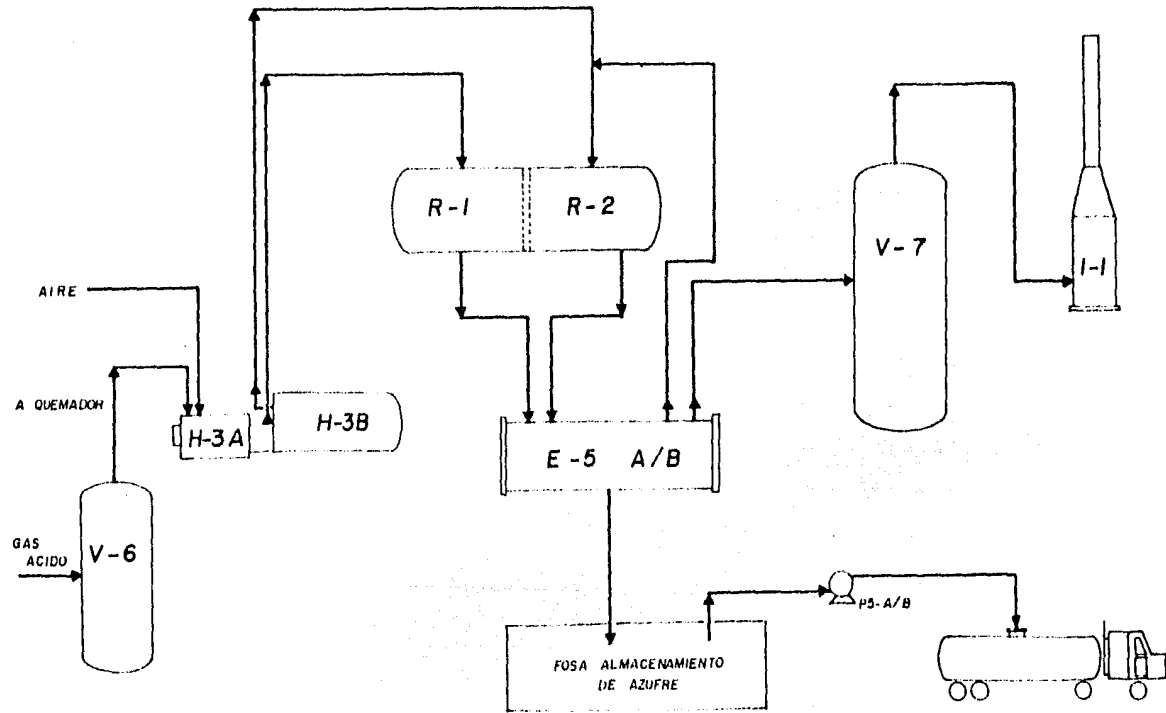
El condensado pasa a un tanque depresor donde se separa ---  
principalmente metano (vapor de despunte) por efecto de la-  
expansión sufrida.

Estos vapores se utilizan para enfriar los vapores de la --  
torre estabilizadora (desetanizadora).

El dietilenglicol diluido con el agua absorbida, pasa a un-  
sistema de regeneración para después volver a utilizarse en  
el proceso.

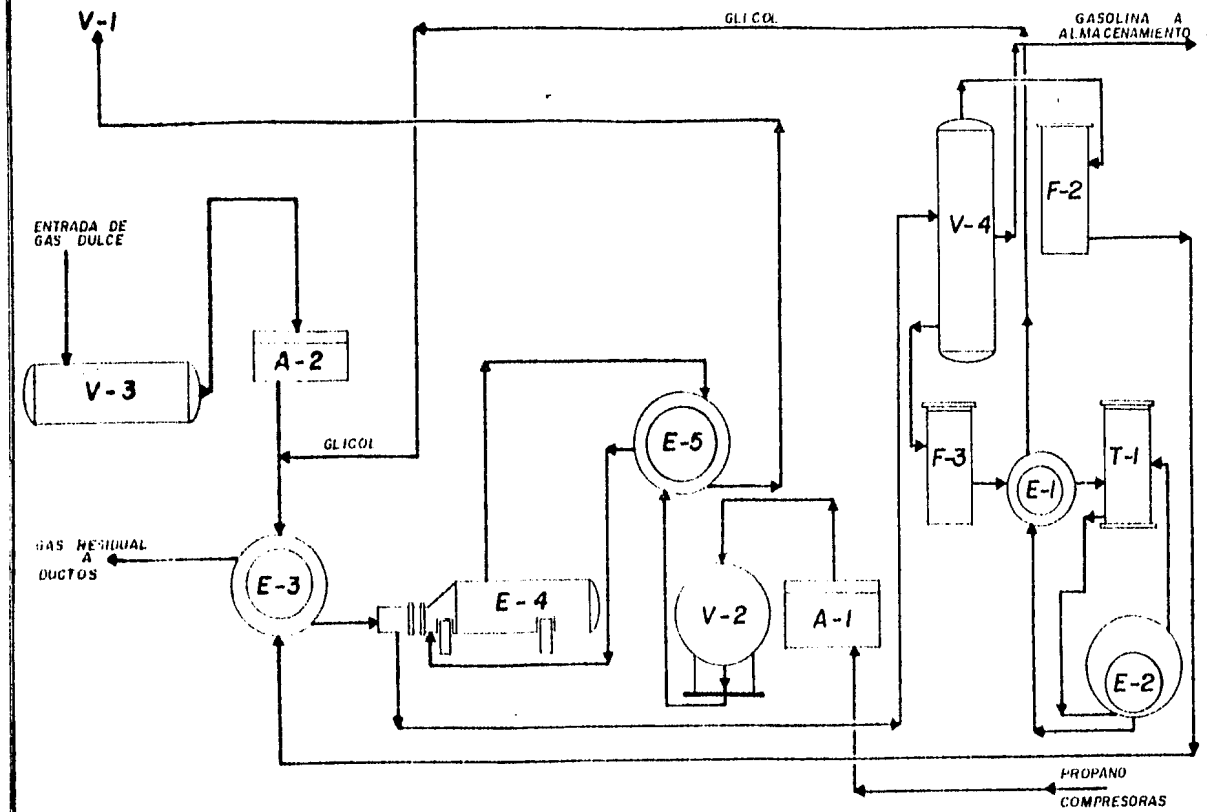
El gas seco sale con una composición aproximada del 81% de-  
metano, 11% de etano, 6% de propano y la diferencia son los  
hidrocarburos pesados (butano, isobutano, pentano e isopent-  
tano). Ver Fig. No. 7

# DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA DE AZUFRE



UNAM	FRANCISCO J. GARDUZA RUEDA
	FACULTAD DE QUIMICA FIG. 6

### DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA DE ROCIO



UNAM	FRANCISCO J. GARDUZA RUEDA
	FACULTAD DE QUIMICA FIG. 7

## CAPITULO 2. ANÁLISIS QUÍMICOS

- A).- Equipo de Muestreo
- B).- Técnicas Específicas de Muestreo
- C).- Resultados de los Análisis Químicos

## ANÁLISIS QUÍMICOS

Como se planteó en el Capítulo 1, las aguas de desecho industriales contienen una enorme variedad de productos que pueden considerarse como contaminantes. Muchos autores han tratado de clasificar estas aguas por tipo de industrias, pero una clasificación de este tipo, para que sea correcta, tiene que abarcar un gran número de industrias, lo que hace difícil su estudio.

En el presente trabajo se prefiere hablar de los materiales que contienen o sus efectos en las aguas y que son los siguientes:

- Contenido de sólidos suspendidos
- Demanda de oxígeno
- Alcalinidad y acidez
- Temperatura
- Grasas y aceites

El alto contenido de sólidos suspendidos origina deficiencias en la transferencia de oxígeno y en la transmisión de la luz y produce sedimentación en el lecho de los cuerpos receptores.

La demanda de oxígeno es consecuencia de la introducción de materia orgánica biodegradable o bien compuestos químicos fácilmente oxidables en el medio acuoso, lo que trae como consecuencia un abatimiento del oxígeno disuelto en el agua.

La temperatura tiene mucha importancia para los ecosistemas que tienen como medio físico el agua, ya que los seres vivos, sobre todo la fauna, son sumamente sensibles a ella.

La introducción de calor que produzca un cambio de temperatura de sólo dos o tres grados centígrados puede originar un cambio radical en un ecosistema. Está comprobado que la fauna se habitúa mejor a la presencia de ciertas sustancias tóxicas que a los cambios de temperatura.

La alcalinidad y la acidez afectan directamente a todo tipo de usos del agua y a los seres vivos que habitan en ella --

a un pH inferior a 4 y superior a 11.

Para realizar una serie de análisis confiables es necesario tener en mente que las técnicas de muestreo juegan un papel muy importante.

El muestreo tiene como objetivo detectar las variables contaminantes que puede contener el efluente descargado. La muestra deberá ser de un volumen representativo de las aguas contaminadas a examinar.

El muestreo tiene como propósito obtener una porción del agua contaminada, de un volumen determinado y adecuado para ser manejado convenientemente en el laboratorio y que sea representativo de las aguas contaminadas a examinar.

La AMERICAN STANDARD FOR TESTING AND MATERIALS propone un método para muestreo de aguas industriales, llamado ASTM-D510-68 que cubre el muestreo para:

1. Pruebas físicas o químicas
2. Pruebas biológicas
3. Determinaciones radioactivas
4. Análisis continuo

El método contempla los siguientes pasos específicos:

- a) Aparatos y materiales necesarios
- b) Frecuencia y duración del muestreo
- c) Volumen de muestra
- d) Punto de muestreo
- e) Preparación de los recipientes de muestreo
- f) Toma de muestra
- g) Preservación de la muestra
- h) Intervalo de tiempo entre la toma de muestra y su análisis
- i) Identificación y transporte de muestras.

Una vez determinadas las zonas a muestrear, se fijan los pun-



tos de muestreo, considerando para esto características topográficas que alteren en forma brusca el movimiento de las corrientes de agua, ocasionando variaciones en la dilución y concentración de los contaminantes. Ejemplo de esto se tiene en las caídas de agua.

Para estos casos deben fijarse las estaciones de muestreo antes y después de los accidentes topográficos y asimismo en donde se tengan las descargas de agua residual y afluentes; la distancia de las estaciones de dichos accidentes y a las descargas se determinan de acuerdo al lugar, escogiéndose el tener una turbulencia que permita obtener muestras homogéneas y representativas.

Se tienen diferentes tipos de muestreo, de acuerdo con los objetivos que se persigan.

a) Muestras simples. Se toma una muestra simple para analizarla.

b) Muestra promedio. Consiste en tomar varias muestras simples a intervalos de tiempo (horas, días, etc.); el promedio aritmético de los resultados de muestreo se considera la muestra promedio.

c) Muestra compuesta según su volumen. Se toman muestras de igual volumen en lapsos de tiempo determinado y a intervalos fijos, luego se mezclan las muestras obtenidas. Ver Fig. No. 8

#### A).- Equipo de Muestreo

El equipo empleado en el muestreo depende del tipo de contaminantes a muestrear. Este equipo debe mantenerse limpio y se debe verificar su funcionamiento para evitar fallas al momento del muestreo.

El equipo y accesorios que se emplean para el muestreo son los siguientes:

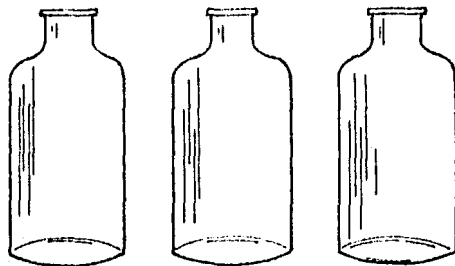
a) Una caja de madera que sirve para llevar los reactivos en forma ordenada y libre de deterioro.

b) Una caja de madera para llevar frascos y botellas para -

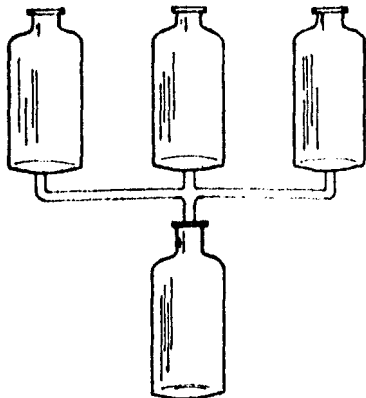
TIPOS DE MUESTREO



MUESTRA SIMPLE



MUESTRA PROMEDIO



MUESTRA COMPUESTA SEGUN SU VOLUMEN

UNAM

FRANCISCO J. GARDUZA RUEDA  
FACULTAD DE QUIMICA

FIG. 8

tomar la muestra y que se identifican mediante una etiqueta en la cual se describen los siguientes datos: 1) nombre de la muestra 2) lugar del muestreo 3) fecha 4) número de estación 5) nombre del encargado de realizar el muestreo.

c) Frascos y botellas muestreadoras:

1. Para oxígeno disuelto se emplean botellas standard, --- transparentes, con tapón esmerilado y con una capacidad --- 300 ml.

2. Botellas de plástico con tapas de rosca con capacidad de uno o dos litros.

3. Frasco de vidrio de boca ancha de un litro de capacidad para muestras de grasas y aceites.

d) Equipo de seguridad que consiste en guantes y botas de hule.

e) Cubetas de plástico empleadas para recoger la muestra.

Se emplea un termómetro de mercurio para medir temperatura en un rango de 0-100°C teniendo la escala subdividida en -- 0.5°C o en 1°C para facilitar la lectura.

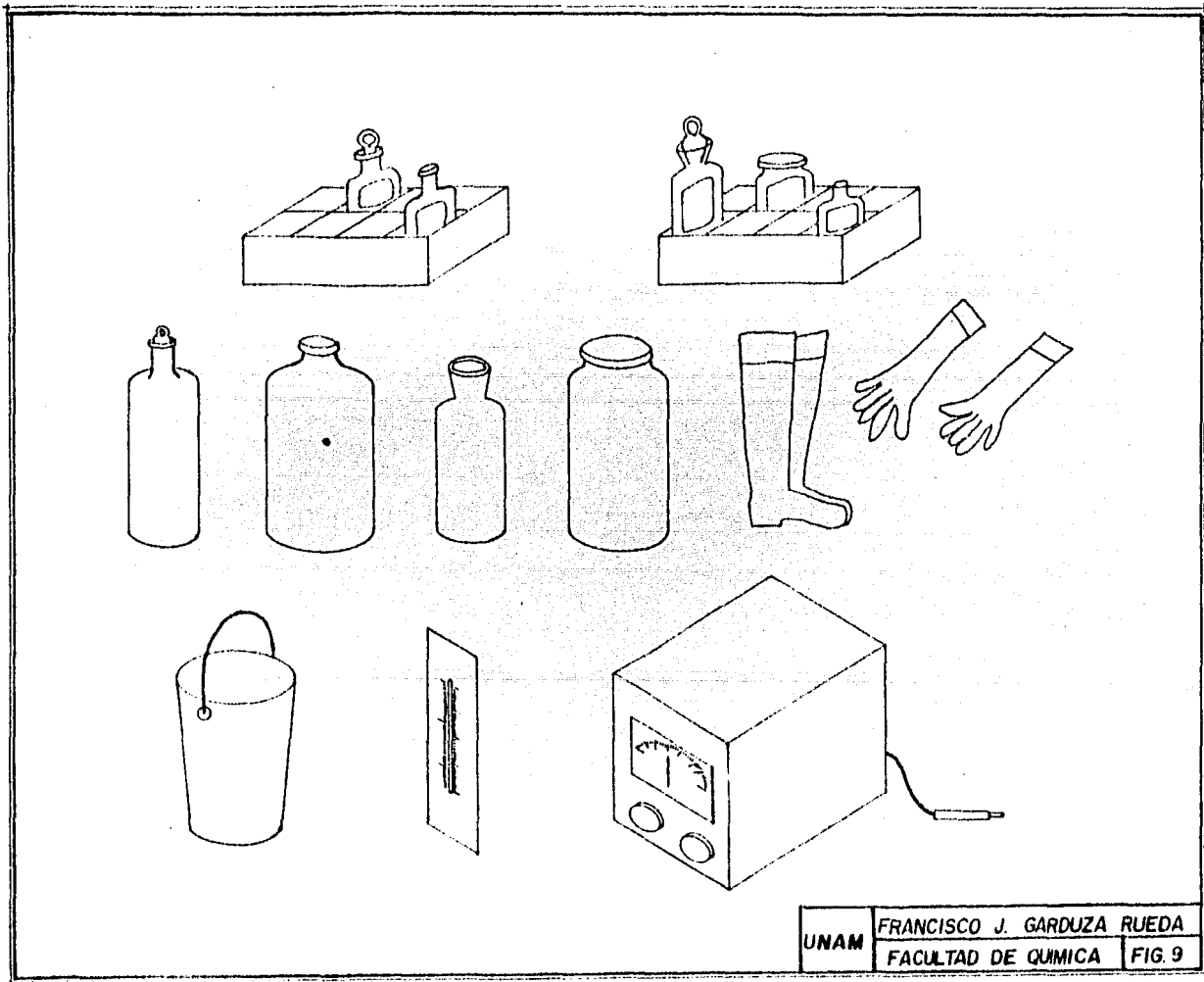
Se utiliza un potenciómetro de campo para determinar el --- pH que representa la concentración de iones hidrógeno en el agua. Ver Fig. No. 9

B).- Técnicas Específicas de Muestreo

A continuación se describen las técnicas específicas de --- muestreo para los contaminantes del agua.

a) Oxígeno disuelto: Se coloca la botella para O. D. y se - sumerge a una profundidad mínima de cinco centímetros. Cuan do cesa el burbujeo es señal de que se encuentra lleno el - frasco. Después se saca del agua y se le añade inmediatamen te  $MnSO_4$  para conservar la muestra y reactivo de álcali-yo- duro (NaOH + KI) para fijar el oxígeno evitando pérdidas de éste por acción biológica.

Las reacciones para la fijación del oxígeno son las siguien tes: el  $Mn^{+2}$  proveniente del  $MnSO_4$  reacciona con el  $OH^-$  pro



UNAM	FRANCISCO J. GARDUZA RUEDA
	FACULTAD DE QUIMICA FIG 9

veniente del reactivo álcali-yoduro formando  $Mn(OH)_2$  el cual se oxida si se tiene oxígeno en la muestra y precipita en forma de óxido de manganeso, que es un precipitado de color-café.

b) Grasas y aceites: La muestra se toma en la superficie de la corriente; no debe llenarse completamente el frasco para evitar pérdidas del aceite flotante al taparlo. Las muestras deben analizarse inmediatamente después de su recolección, ya que de no ser así la muestra se puede ver afectada por la acción bacteriana, debido a que muchos hidrocarburos y aceites son consumidos por las bacterias.

Si se requiere efectuar el análisis en el laboratorio, se puede preservar la muestra durante su transporte, acidulándola con ácido sulfúrico 1:1 o bien transportándola en una hielera con una temperatura de  $4^{\circ}C$ . Ver Fig. No. 10

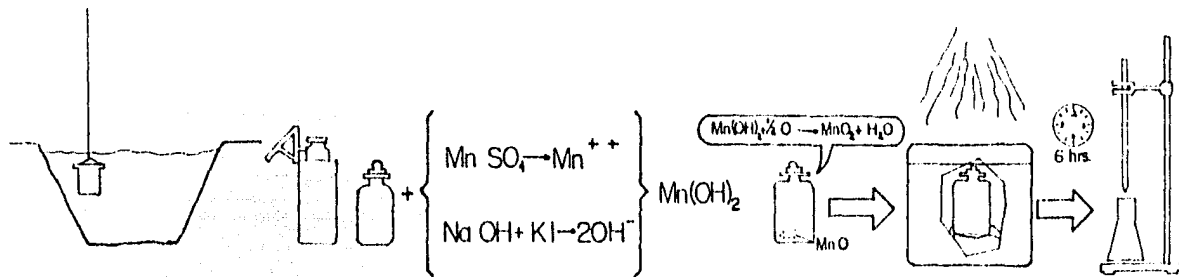
En la Unidad Petroquímica Matapionche se levantaron diversas muestras a la salida de las descargas de cada planta que forman este centro de trabajo.

La duración del muestreo abarcó los meses de diciembre de 1983 a febrero de 1984, obteniéndose los resultados mostrados en la tabla No. III

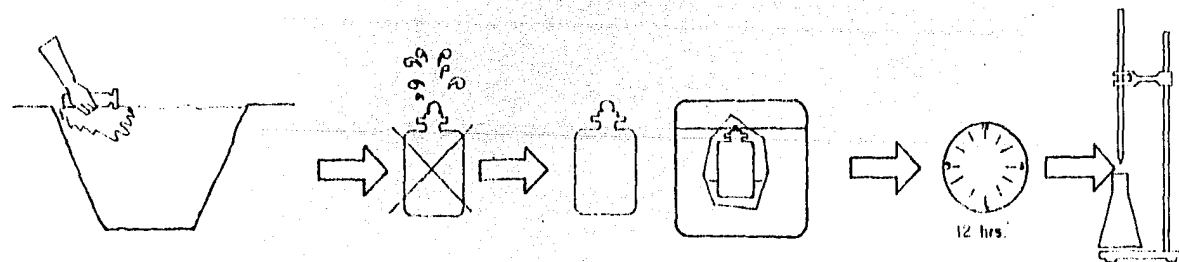
## TABLA III

PUNTOS DE MUESTREO	PTAS. GIRBOTOL/ AZUFRE	PTA. DE ROCIO	BATERIA DE SEPARACION
PH _____	8.4 _____	8.2 _____	8.5
TEMPERATURA °C _____	34 _____	31 _____	38
SOLIDOS SEDIMENTABLES ml/l. _____	0.3 _____	TRAZAS _____	300
GRASAS Y ACEITES mg/l. _____	57.4 _____	2.8 _____	740
MATERIA FLOTANTE _____	_____	_____	_____
DEMANDA BIOQUIMICA DE OXIGENO (DBO <sub>5</sub> ) mg/l. _____	25 _____	1.0 _____	340

OXIGENO DISUELTO



GRASAS Y ACEITES



### CAPITULO 3. DRENAJES Y SU LOCALIZACION

A).- Drenaje Pluvial

B).- Drenaje Químico

C).- Drenaje Aceitoso

D).- Fosa Separadora de Aceite API



## DRENAJES Y SU LOCALIZACION

Ya se ha mencionado que el agua constituye por sí misma el hábitat natural de muchos y muy diversos nichos ecológicos de un valor incalculable para el hombre. Constituye también un elemento esencial para la vida misma, para la explotación de recursos naturales y para todas las actividades humanas. Las descargas de desechos en el medio ambiente pueden impartir al agua propiedades distintas de las naturales, de muy diversas maneras. Cualquiera que sea la naturaleza de los desechos, al ser vertidos en el agua producen en ella o en su receptáculo ciertos cambios favorables o desfavorables, proporcionales a la cantidad de los materiales descargados. La presencia en el agua de materiales persistentes o no persistentes puede hacer que se alteren sus características, hasta el grado de hacerla inútil para un servicio determinado y es entonces cuando debe considerarse que esta agua está contaminada.

Debido a la importancia que tiene un sistema de drenajes en una instalación general, el estudio de su diseño, selección y dimensión debe llevarse a cabo muy cuidadosamente. Por lo anterior, se puede notar que todo proceso de la industria en general, en el cual se manejen productos del petróleo, es susceptible a tener condiciones que originen -- descargas normales de agua de desecho para lo cual se cuenta con dispositivos adecuados para su retención. En la Unidad Petroquímica Matamoros se dispone de tres sistemas de drenes principalmente:

### A).- Drenaje Pluvial

Estos drenajes se diseñan exclusivamente con el fin de que sus descargas estén libres de toda materia contaminante -- y así poderse descargar libremente. En caso de que el flujo contenga sedimentos de cualquier especie, se le aplica algún método de separación antes de eliminar el agua. Los desechos que alimentan al sistema pluvial provienen de las siguientes fuentes:

- Purgas de los equipos generadores de vapor.
- Agua de lavado, limpieza de filtros y regeneración de zeolitas.
- Purgas de acumuladores y separadores de gas combustible y aire de plantas.
- Deaerador.

#### B).- Drenaje de Amina cerrado

Se cuenta en la planta endulzadora con un tipo de drenaje que podría denotarse como drenaje químico para la recolección de las siguientes corrientes:

- Aguas amargas
- Amina

La particularidad en este drenaje es que los desechos van a una fosa especial de almacenamiento y posteriormente se hacen pasar por un filtro de carbón activado para su limpieza. Esta corriente se inyecta al sistema previo análisis químico.

#### C).- Drenaje aceitoso

Además del drenaje pluvial y de amina, estas instalaciones cuentan con un drenaje de tipo industrial o aceitoso, el cual tiene como finalidad captar todos los derrames -- y purgas de fluidos que se produzcan en las áreas de tanques, separadores, bombas, etc., y conducirlos a través de un sistema entubado con sellos hidráulicos hacia una trampa de aceite que permite separar los hidrocarburos líquidos para su aprovechamiento o bien para su eliminación. Los fluidos para eliminación descargan en el río Coaxtla.

Cuando por alguna razón ocurren derrames que no son captados por el drenaje industrial, se eliminan lavando con agua y un detergente especial que concurre a los drenajes existentes.

Para evitar en el drenaje pluvial la acumulación de mate-

ria extraña que impida la libre circulación del agua, es conveniente mantenerlos despejados, lo cual se logra limpiándolos - con cierta frecuencia.

Debe recordarse asimismo, que los diferentes drenajes existentes en estas instalaciones fueron construídos para un uso específico en particular, por lo que la interferencia de servicios entre ellos causa serios problemas que a su vez se convierten en riesgos potenciales. Ver localización en las Figs. 11, 12 y 13.

#### D).- Fosa Separadora de Aceite API

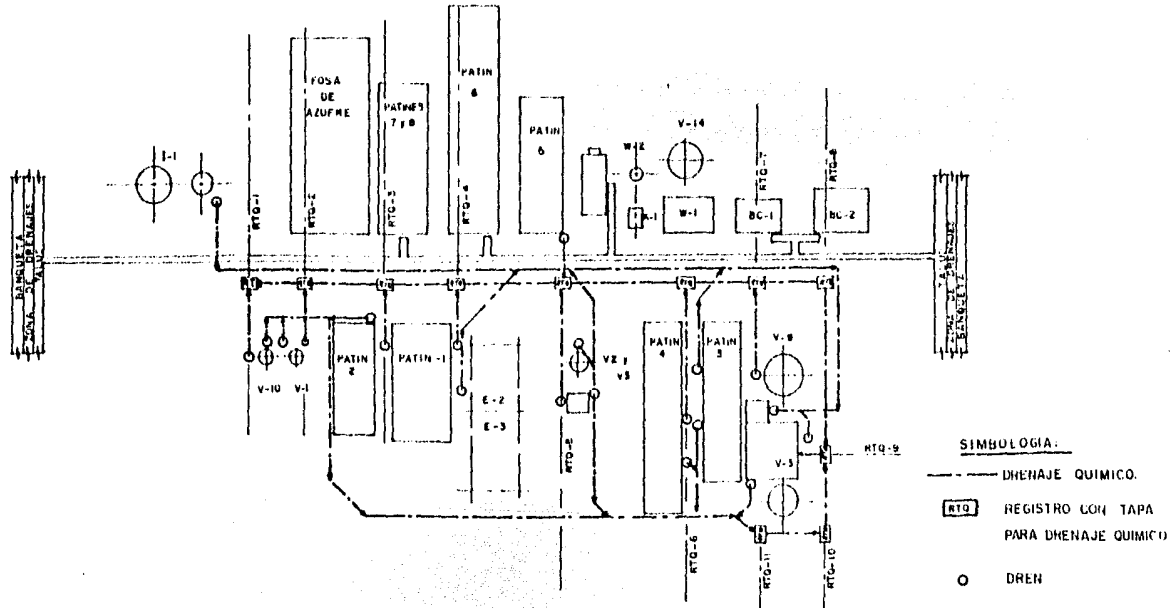
La unidad básica de recuperación de aceite es el separador de aceite-agua tipo gravedad o fosa separadora de aceite API, el cual es de uso generalizado dentro de la industria petrolera.-

El objetivo, como ya se mencionó anteriormente, es captar todos los derrames y purgas de flúidos que se produzcan en el -- área de la batería de separación. La operación del separador -- se basa en la diferencia de densidades de las sustancias involucradas.

Diversas investigaciones y trabajos experimentales, condujeron a que los separadores tipo gravedad fueran aceptados dentro -- del campo de los hidrocarburos como un dispositivo para con--- trarrestar la contaminación del medio ambiente. Cabe hacer notar que actualmente es con el único medio disponible con que -- cuenta la planta petroquímica para atacar lo referente a la -- eliminación de los desechos residuales.

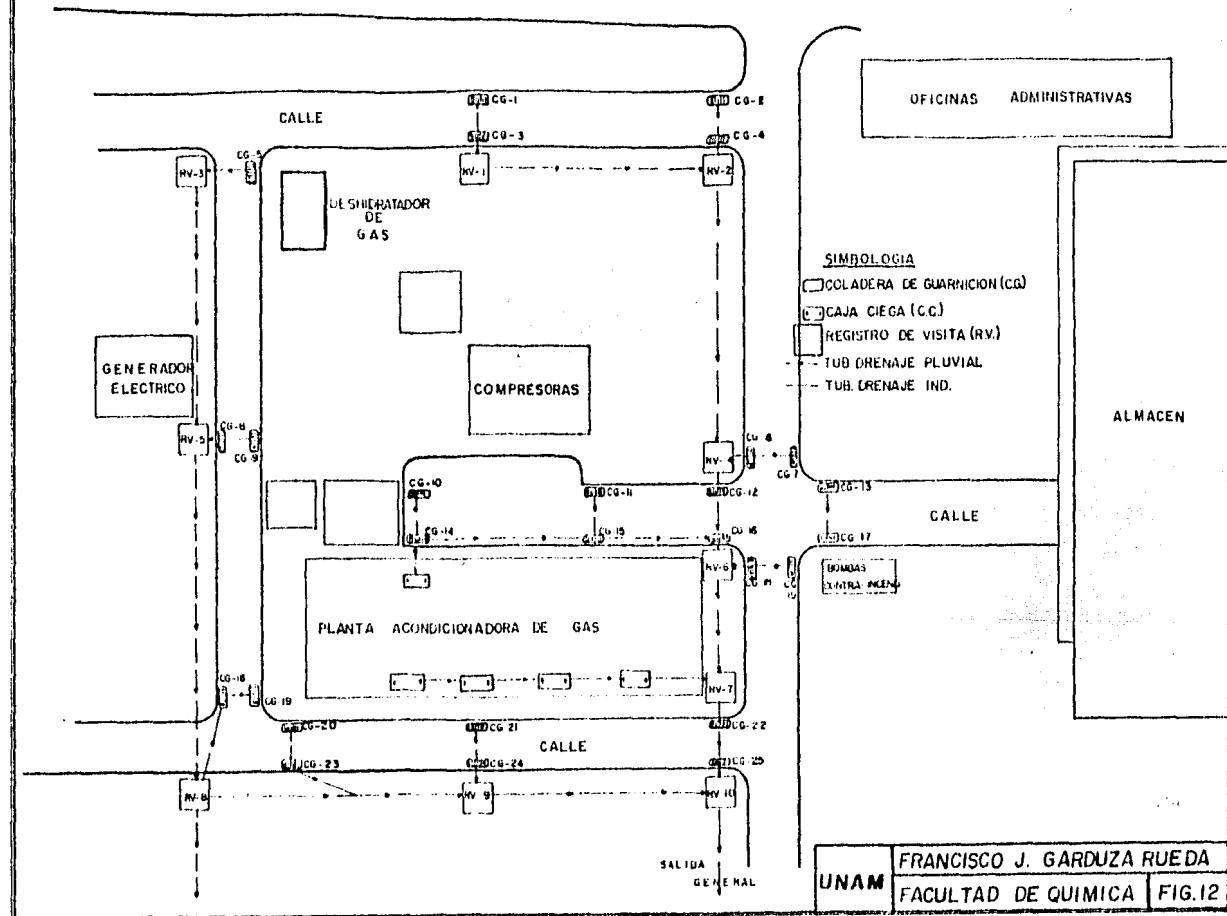
El funcionamiento y los detalles, así como la teoría acerca del separador, se tratarán en el siguiente capítulo.

# DETALLES DEL DRENAJE QUIMICO



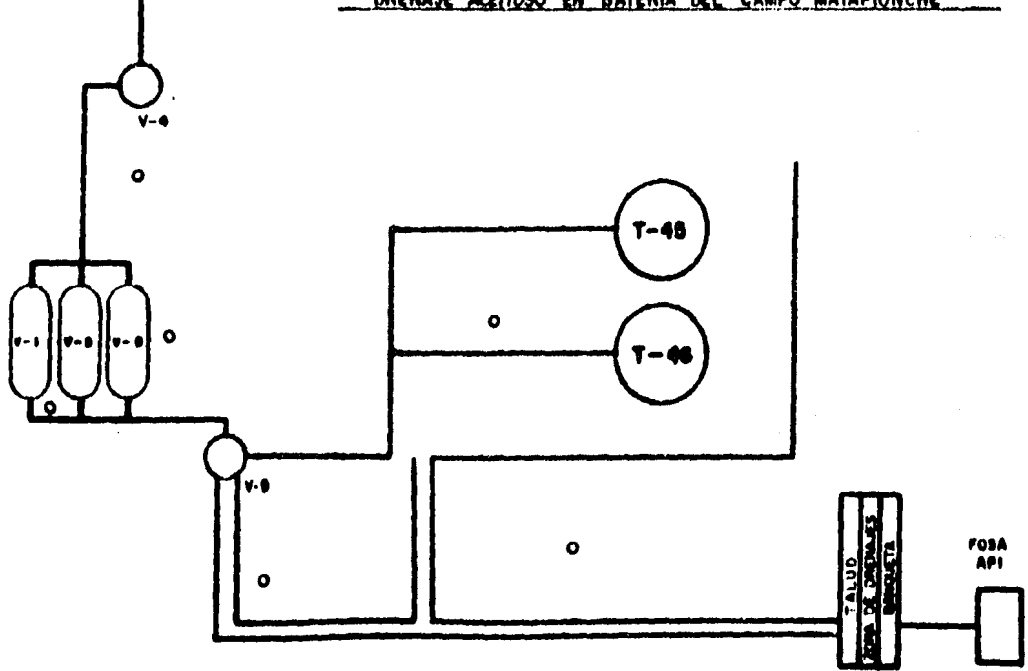
**SIMBOLOGIA:**  
 --- DRENAJE QUIMICO.  
 [RTQ] REGISTRO CON TAPA PARA DRENAJE QUIMICO  
 ○ DREN

# DRENAJE EN PLANTA DE ROCIO



A PLANTAS DE TRATAMIENTO

DRENAJE ACEITOSO EN BATERIA DEL CAMPO MATAPIONCHE



#### CAPITULO 4. SELECCION Y CALCULO DEL EQUIPO

- A).- Tratamiento Primario
- B).- Tratamiento Secundario
- C).- Teoría y Diseño de los Separadores API
- D).- Principios del Sistema de Lodos Activados
- E).- Lagunas de Estabilización
- F).- Memoria de Cálculo

## SELECCION Y CALCULO DEL EQUIPO

Existen en el mercado mundial muchos y muy variados medios para tratar los efluentes aceitosos de instalaciones que involucren el manejo de hidrocarburos.

Según sea lo complejo de su funcionamiento, éstos se pueden -- clasificar en tres grandes grupos los cuales son mostrados en el siguiente cuadro sinóptico. Para efectos del trabajo que -- nos incumbe, en la figura No. 14 se indican sólo 2 etapas que abarcaremos en el diseño del sistema de tratamiento.

### A).- Tratamiento Primario

Para prevenir inundaciones debidas a precipitaciones pluviales que puedan afectar la operación del separador API, es necesario adicionar a éste una o más fosas de retención.

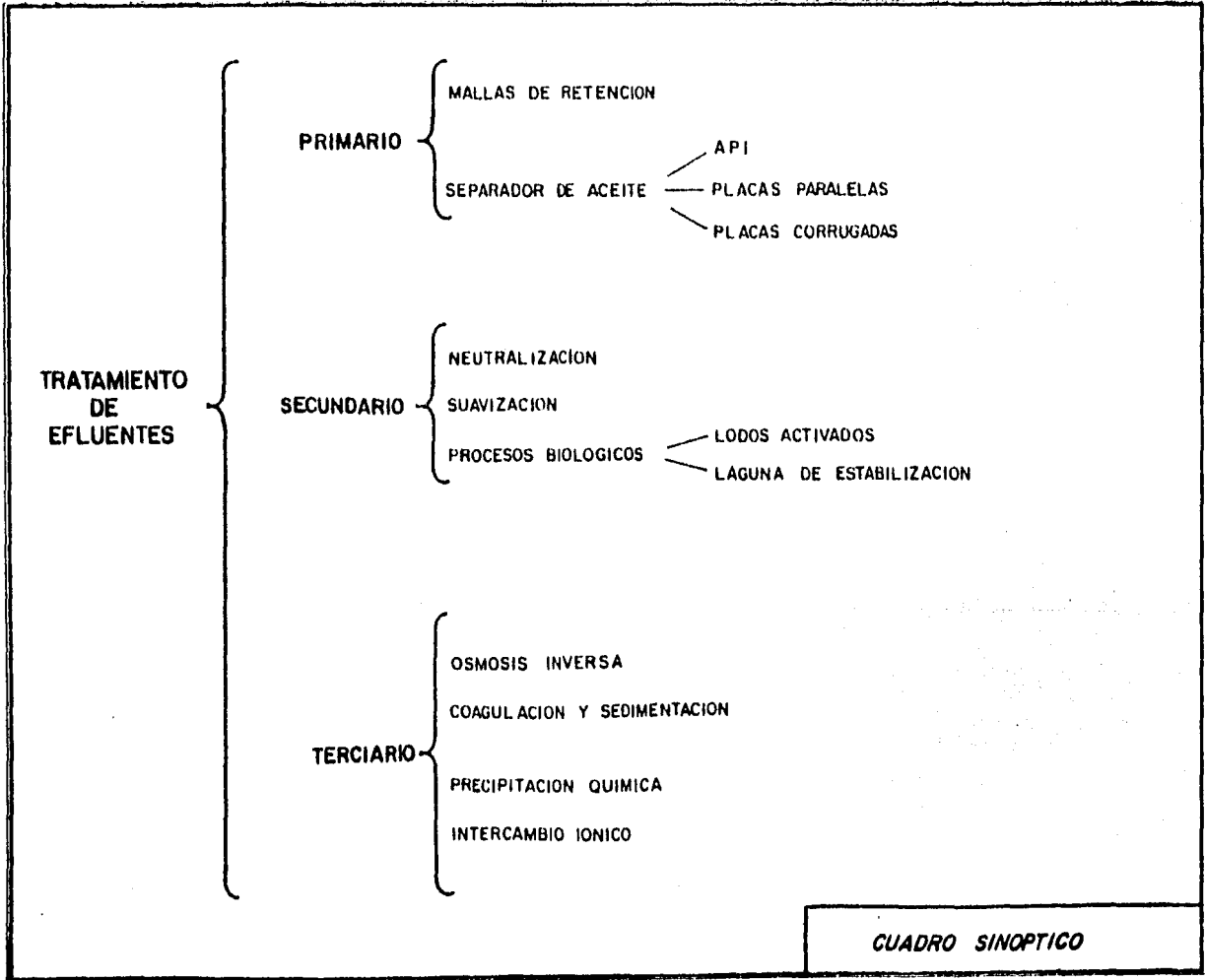
Estas fosas se diseñan comunmente para contener el volumen máximo descargado durante un día de operación. Las fosas cuentan con compuertas a la entrada y salida para derivar el flujo directamente al tratamiento primario sin necesidad de almacenarlo cuando no se requiera.

Con el propósito de que los sólidos voluminosos arrastrados -- por las aguas en el drenaje aceitoso no pasen hacia el separador de aceite, se instalan las mallas de retención.

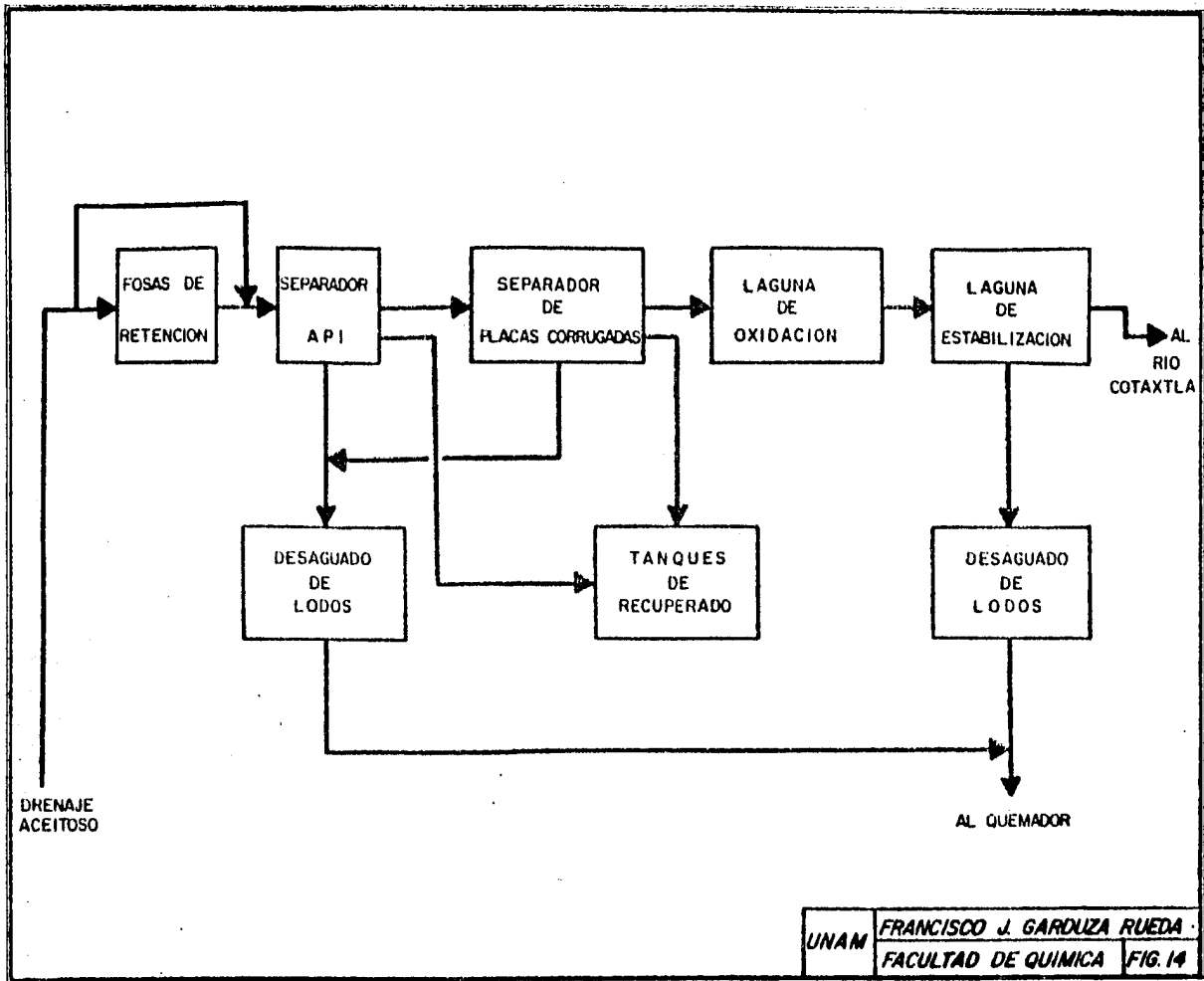
El efluente de las fosas de retención se alimenta al separador API, para remover el aceite libre. El diseño y tamaño de éste dependen de las características y volumen del agua de desecho aceitosa a ser tratada. La eficiencia de separación operando a una velocidad de flujo dada, depende de la temperatura del --- agua, densidad y tamaño de las partículas de aceite, así como de la cantidad y características de la materia suspendida.

El separador API consiste en un 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 diferencia de -- densidades entre el aceite y el agua. A través del recorrido, -- las partículas aceitosas fluyen hacia la superficie formando --





*CUADRO SINOPTICO*



UNAM	FRANCISCO J. GARDUZA RUEDA
	FACULTAD DE QUIMICA FIG. 14

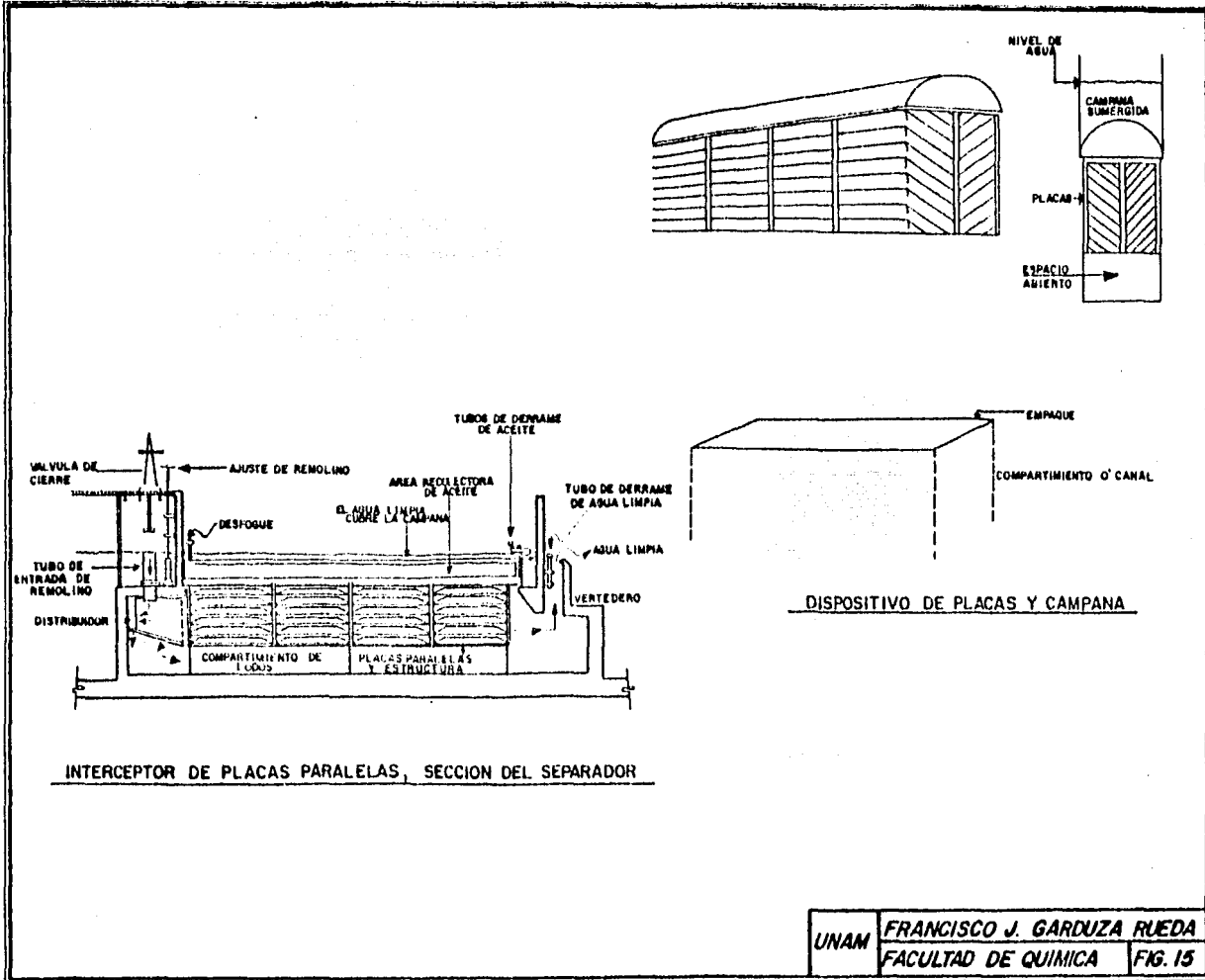
una capa la cual es removida por medio de colectores mecánicos y a su vez por la descarga fluye el líquido clarificado. Asimismo, los sólidos sedimentables que no hayan sido detenidos por las mallas de retención precipitan al fondo de donde también mediante colectores son enviados a una tolva para ser extraídos. El aceite y los lodos separados se colectan en cárcamos adyacentes al separador; el aceite se bombea a los tanques de recuperado y los lodos se envían a una fosa de asentamiento y posteriormente al quemador.

Una de las innovaciones hechas al separador convencional - consiste en la instalación de placas paralelas a lo largo de la cámara de separación en dirección del flujo e inclinadas a un cierto ángulo de la horizontal. Básicamente el interceptor es un separador API con placas de acero longitudinales instaladas paralelamente a lo largo del eje del separador (dirección del flujo) e inclinadas en un ángulo de 45° a la horizontal. La sección transversal del separador, mirando en la dirección del flujo es esquemáticamente mostrada en la figura No. 15.

Sin embargo, con la experiencia ganada con el interceptor de placas paralelas se ha desarrollado un modelo más avanzado, es decir, un interceptor de placas corrugadas.

Las ventajas son: menor costo, facilidad de limpieza y el uso de placas a prueba de corrosión. Por estas razones es apropiado considerarla dentro del sistema de tratamiento de la Unidad Petroquímica.

El interceptor de placas corrugadas consiste de una caja rectangular reforzada con plástico o estructura soportada, abierta en ambos extremos para permitir que la corriente principal fluya a través de la unidad separadora. En el interior de la caja se encuentra una serie de placas que están unidas a la estructura soportada. Dependiendo de la capacidad deseada, la caja de placas consiste de 24 ó 47 hojas plásticas corrugadas montadas paralelamente una a otra, de aproximadamente 1/2 a 1 1/2 pulgadas separadas en



la estructura. Las dimensiones globales estandar de la caja son 38 pulgadas de alto por 16 1/2 de ancho por 69 de fondo. Ambos extremos de la placa corrugada están unidos a un sistema de canal para la eliminación de los líquidos y sólidos recolectados. La unidad entera está instalada en la losa del separador en una manera inclinada con un ángulo de -45°, con las placas en dirección transversal y paralelamente a la horizontal del fondo en dirección longitudinal.

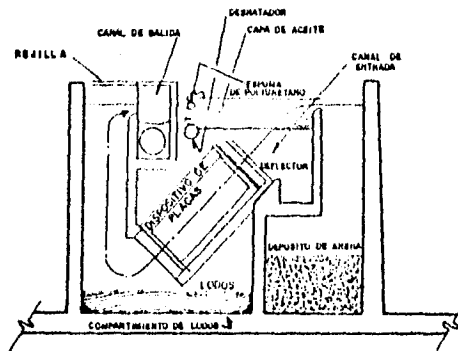
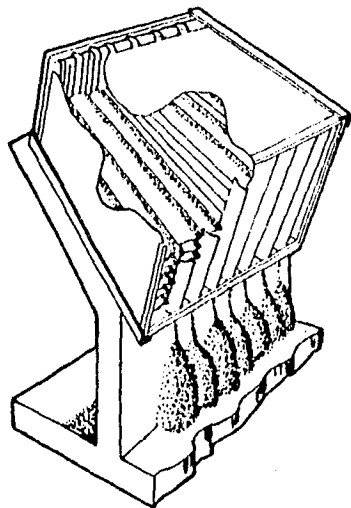
Para lograr una distribución uniforme del líquido, se coloca una placa deflectora que canaliza uniformemente la corriente principal hacia los canales corrugados.

Ya que las placas están instaladas en un ángulo inclinado, conforme la corriente pasa a través del interceptor, 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. Las placas colocadas cercanamente producen un flujo laminar y los sólidos viajan solamente una corta distancia para alcanzar las corrugaciones, proporcionando las condiciones ideales para una rápida separación por gravedad. Los sólidos precipitan a la placa inmediata inferior descargándose junto con el líquido clarificado por la abertura del fondo sobre un vertedero a un canal 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 remueve mediante colectores mecánicos enviándolo a un cárcamo de bombeo para su recuperación; los lodos colectados en el fondo de la fosa son extraídos mediante una bomba de vacío para enviarlo a la fosa de espesamiento. Ver Fig. No. 16.

#### B).- Tratamiento Secundario

Si bien es cierto que a la descarga del tratamiento primario el contenido de aceite se ha removido casi en su totalidad, las aguas residuales presentan aún una alta demanda de

NUEVO INTERCEPTOR DE PLACAS CORRUGADAS Shell



DESACEITADOR PARA AGUAS DE DESECHO

oxígeno debido a la presencia principalmente de aceite e hidrocarburos en solución que no son posibles de remover por gravedad.

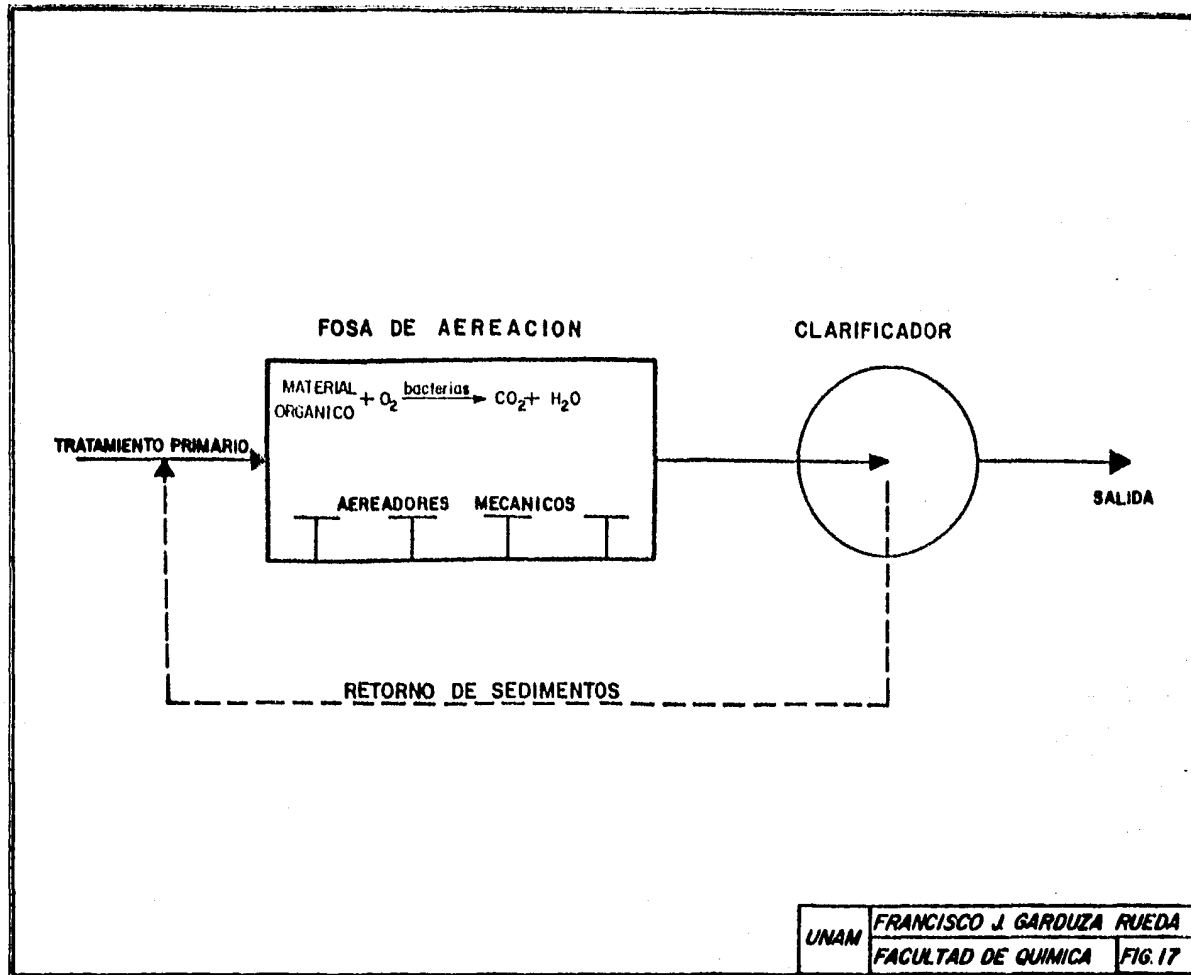
Con el objeto de mejorar la calidad de las aguas de desecho (reducir la demanda de oxígeno), es necesario someterlas a un segundo tratamiento consistente en un tratamiento biológico a partir de un cultivo de bacterias y la presencia de suficiente aire, las cuales utilizan los compuestos orgánicos disueltos como fuente de alimento. Durante el proceso, los microorganismos son capaces de biodegradar la materia orgánica suspendida hasta bióxido de carbono y agua.

El primer paso en el tratamiento secundario lo constituye una fosa de aereación, en donde el efluente 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 necesario para la reacción es proporcionado por aereadores mecánicos que además cumplen la función de mantener la suspensión efluente-microorganismos constantemente mezclada en el interior de la fosa.

Posteriormente a la fosa de aereación, el efluente se envía a un tanque separador, denominado Clarificador, en el que se reduce la velocidad para permitir la sedimentación de los lodos. El agua residual clarificada derrama sobre un vertedero para descargarse a la siguiente etapa, mientras que los lodos se descargan por el fondo. Una porción de los lodos es recirculada al tanque de aereación para mantener la concentración deseada de microorganismos. En la figura No. 7 se muestra un diagrama esquemático del arreglo para el tratamiento biológico.

### C).- Teoría y Diseño de los Separadores API

Los principios básicos de la separación por gravedad pueden ser expresados matemáticamente y aplicados cuantitativamente. Cuando una partícula se mueve libremente en un fluido y es sujeta a la fuerza gravitacional, la veloci---



UNAM	FRANCISCO J. GARDUZA RUEDA
	FACULTAD DE QUIMICA FIG. 17



dad de ascenso o sedimentación con respecto al fluido llega a ser constante cuando la resistencia al movimiento es igual al peso de la partícula en el fluido. En otras palabras, la resistencia al movimiento de una partícula en un medio líquido es igual al peso efectivo de la partícula -- cuando la velocidad final ha sido alcanzada. Ejemplo: Cuando la aceleración causada por la gravedad llega a ser ---- cerc. La ecuación general para esta resistencia fué propuesta por Newton y es:

$$D_f = CA(\rho_w v^2/2) \dots\dots\dots (1)$$

donde:

$D_f$  = resistencia al movimiento de la partícula en un medio líquido, en dinas.

$C$  = coeficiente de resistencia al movimiento (adimensional)

$A$  = área proyectada de la partícula (glóbulo de aceite) en  $cm^2$ .

$\rho_w$  = densidad del agua (medio líquido) en  $g/cm^3$ .

$v$  = velocidad final de la partícula (glóbulo de aceite) en el medio líquido (agua) en  $cm/seg$ .

La ecuación para el peso efectivo de la partícula es:

$$W = V (\rho_w - \rho_o)g \dots\dots\dots (2)$$

donde:

$W$  = peso efectivo de la partícula (glóbulo de aceite) en el medio líquido (agua) en dinas.

$V$  = volumen de la partícula (glóbulo de aceite) en  $cm^3$ .

$\rho_o$  = densidad de la partícula (glóbulo de aceite) en  $g/cm^3$ .

$g$  = aceleración debida a la gravedad,  $981 \text{ cm/seg}^2$ .

igualando ecuaciones se tiene que:

$$CA (\rho_w v^2/2) = V (\rho_w - \rho_o)g \dots\dots\dots (3)$$

considerando la partícula como una esfera se tiene:

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \qquad V = \frac{\pi D^3}{6}$$

Area Transversal Mínima  $A_c$ , calculada por la fórmula:

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

donde:

$v_H$  = velocidad horizontal del flujo de agua de desecho no mayor de 15 veces la velocidad de ascenso y ni excedida de 0.91 m/min.

Relación Mínima Profundidad/Ancho de 0.3 :

$$\frac{d}{B} = 0.3$$

donde:

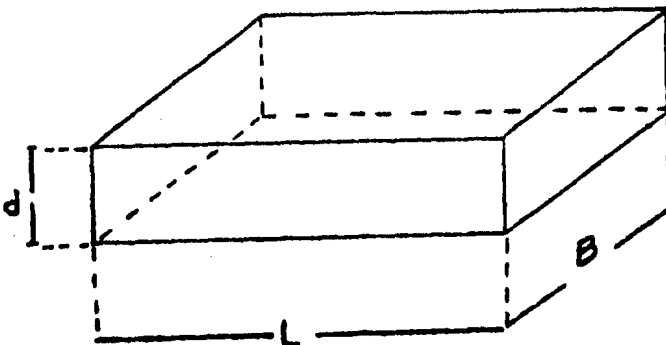
$d$  = profundidad del agua de desecho en el separador, cm

$B$  = ancho de la cámara del separador, cm

Estas 3 relaciones son derivadas y definidas de la manera siguiente:

#### Area Horizontal Mínima del Separador $A_H$

En un separador ideal, de las dimensiones mostradas en la siguiente figura, en el que no existe turbulencia o remolinos, la separación de las partículas es una función de la descarga dividida por el área superficial. Cualquier partícula cuya velocidad de ascenso es igual o mayor que la profundidad del agua dividida por el tiempo de retención, alcanzará la superficie aunque parta del fondo de la cámara .



$$v = \frac{d}{t} = \frac{d}{\frac{L \cdot B \cdot \delta}{Q}} = \frac{Q}{L \cdot B} = \frac{Q}{A_H}$$

de aquí que el área superficial mínima sea:

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

donde:

d = profundidad del agua de desecho en el separador ideal, en cm.

t = tiempo de retención en el separador ideal, min.

L = longitud del separador ideal, cm.

B = ancho del separador ideal, cm.

La ecuación anterior establece que el área superficial requerida para un separador ideal es igual al flujo de agua de desecho dividida por la velocidad de ascenso del glóbulo de aceite. 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 sobrecarga  $F_c$ .

El factor por turbulencia  $F_t$  es función del cociente de la velocidad del líquido entre la velocidad de ascenso de las partículas. A continuación se presentan una serie de valores recomendados por el API para el  $F_t$ :

TABLA IV

$v_H/v$	$F_t$
20 .....	1.45
15 .....	1.37
10 .....	1.27
6 .....	1.14
3 .....	1.07

substituyendo en la ecuación (3):

$$\frac{C \pi D^2}{4} (\rho_w v^2 / 2) = (\pi D^3 / 6) (\rho_w - \rho_o) g$$

simplificando términos:

$$\frac{\pi D^2}{4} \frac{v^2}{2} \left( \frac{6}{\pi D^3} \right) = (\rho_w - \rho_o / C \rho_w) g$$

$$3/4 \frac{v^2}{D} = (\rho_w - \rho_o / C \rho_w) g$$

por lo tanto la velocidad de ascenso es:

$$v = \left[ \left( \frac{4}{3} D \right) (\rho_w - \rho_o / C \rho_w) g \right]^{1/2} \dots \dots \dots (4)$$

La ecuación para la resistencia al movimiento de una partícula esférica pequeña está dada por su velocidad final:

$$D_F = 3\pi \mu D v \dots \dots \dots (5)$$

donde:

$\mu$  = viscosidad del agua de desecho a la temperatura de operación en poises.

Si  $W$  en la ecuación (2) se iguala a  $D_F$  en la ecuación (5), - se obtendrá una nueva expresión para  $v$ . Simplificando términos se obtiene la bien conocida Ley de Stokes para la velocidad final de esferas en un medio líquido.

$$v = \left( \frac{g}{18 \mu} \right) (\rho_w - \rho_o) D^2 \dots \dots \dots (6)$$

En base a resultados prácticos, el Instituto Americano del - Petróleo 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:

$$v = 0.0241 (\rho_w - \rho_o / \mu) \dots \dots \dots (7)$$

donde:

$v$  = velocidad de ascenso o terminal del glóbulo de aceite en cm/min.

Para checar las unidades de esta fórmula, es necesario notar que el coeficiente 0.0241 fué obtenido de factores -- dimensionales y por lo tanto, tiene las dimensiones de estos factores, las cuales son:

$$\left(\frac{981 \text{ cm}}{\text{seg}^2}\right)\left(\frac{1}{18}\right)\left(\frac{1 \text{ pie}}{30.5 \text{ cm}}\right)\left(\frac{60 \text{ seg}}{1 \text{ min}}\right)\left[\frac{\text{g}}{\text{cm}^3} (0.000225 \text{ cm}^2)\right]$$

$$= \frac{0.0241 \text{ g pie}}{(\text{seg})(\text{min})(\text{cm})}$$

### Criterio Básico de Diseño

La ecuación (7) puede ser aplicada en el diseño de las cámaras del separador rectangular si los glóbulos de aceite en las aguas de desecho tienen 0.015 cm de diámetro y el flujo es uniforme y libre de corrientes en remolino.

Los datos de operación de la planta y de los estudios del separador modelo indican que un alto porcentaje de aceites susceptible a la separación por gravedad, el cual será separado del agua de desecho y retenido en las cámaras rectangulares de dimensiones mínimas, calculadas a partir de la velocidad de ascenso de un glóbulo de aceite de 0.015 cm de diámetro. El diseño de la cámara de un separador rectangular está basado principalmente en 3 relaciones:

Area Horizontal Mínima  $A_H$ , expresada como:

$$A_H = F \left( \frac{Q}{v} \right)$$

donde:

$F$  = factor para contrarrestar los efectos de turbulencia y sobrecarga

$Q$  = flujo del agua de desecho en  $\text{cm}^3/\text{min}$

$v$  = velocidad de ascenso de las partículas de aceite

Para el factor por sobrecarga  $F_c$  el API recomienda utilizar un valor de 1.2. En la gráfica de la figura No. 18 se indican los valores recomendados del factor combinado  $F$  en función de la relación  $v_H/v$ .

Se notará que en el método de diseño recomendado, el valor del área horizontal  $A_H$ , es determinada directamente, pero que valores aceptables de ancho y profundidad son establecidos por las relaciones mostradas anteriormente. La longitud es entonces -- calculada de la fórmula:

$$L = F \left( \frac{v_H}{V} \right) d \dots\dots\dots (8)$$

donde:

L = longitud de la cámara del separador, en cm.

La ecuación (8) es derivada a partir del área horizontal y del área transversal como sigue:

$$A_H = LB = F \left( \frac{Q}{V} \right)$$

$$A_C = \frac{Q}{v_H}$$

$$L = F \left( \frac{v_H}{V} \right) \left( \frac{A_C}{B} \right) = F \left( \frac{v_H}{V} \right) \left( \frac{Bd}{B} \right)$$

$$L = F \left( \frac{v_H}{V} \right) d$$

Área Mínima de la Sección Transversal de un Separador  $A_C$

El propósito de esta especificación es limitar la extensión de la turbulencia, la cual afectará la operación del separador. - Los efectos de turbulencia, explicados con anterioridad aumentan con la relación de la velocidad horizontal a la velocidad de ascenso. Teóricamente, se puede compensar el efecto de la - turbulencia disminuyendo la velocidad de ascenso.

Una velocidad máxima de relación  $v_H/v$  de 15 ha sido seleccionada. Un valor máximo de  $v_H$  de 0.91 m/min ( 3 pies/min ) no es excesivo y puede ser usado como un criterio para el diseño de los separadores de acuerdo con las recomendaciones propuestas en este capítulo.

### Relación Mínima de Profundidad - Ancho

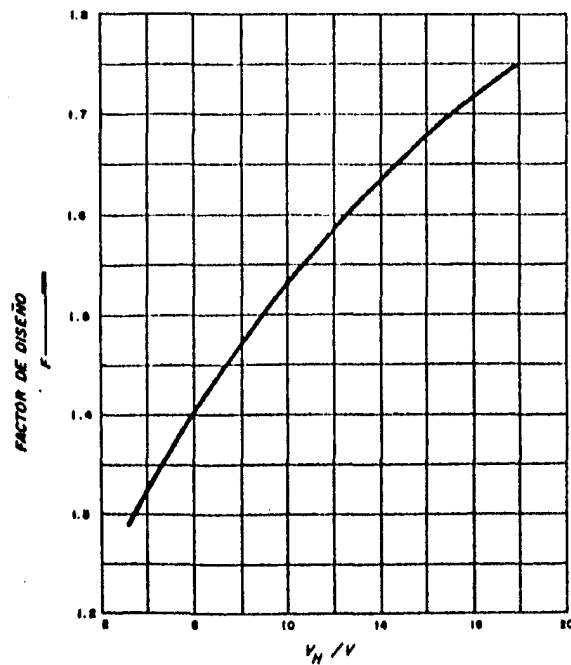
Así como la velocidad horizontal máxima, la relación profundidad - ancho tampoco está sujeta a un análisis teórico. Sin embargo, las pruebas realizadas en los separadores experimentales indican que, para cámaras con la misma área superficial, la influencia de la profundidad en la retención del aceite no es tan marcada hasta que la relación profundidad - ancho es menor de 0.3. Con valores de relación profundidad - ancho de 0.2 existe una apreciable disminución en la eliminación, cuando las comparaciones son hechas con cámaras que tienen valores mayores de  $d/B$ .

### Número y Dimensiones Básicas de los Canales en el Separador

En la explicación de las 3 relaciones recomendadas para el diseño de un separador, puede encontrarse que 2 o más canales paralelos requerirán el conocimiento de limitaciones prácticas. Estas limitaciones son:

1. Los canales de los separadores equipados con limpiadores normalmente están limitados a un ancho de 6.09 m.
2. En el efecto disturbante de la operación de los limpiadores en las aguas poco profundas se recomienda que el ancho mínimo del agua será de 0.91 m.
3. Se recomienda como -primera consideración- el uso de secciones paralelas para que así una unidad esté disponible para uso cuando sea necesario que una unidad paralela sea puesta fuera de servicio para propósitos de reparación.

En resumen, estas limitaciones y las 3 relaciones mínimas pueden ser condiciones topográficas que pueden limitar la selección en el número y dimensiones de los canales en la instalación de un separador. Una vez determinados éstos, el diseño del canal individual procede junto con las recomendaciones dadas en el ejemplo, los cuales sirven primero para determinar las secciones transversales, y luego para determinar la longitud requerida.



VALORES RECOMENDADOS DEL FACTOR COMBINADO POR TURBULENCIAS Y  
SOBRECARGA " F "

UNAM	FRANCISCO J. GARDUZA RUEDA	
	FACULTAD DE QUIMICA	FIG. 18



Como conclusión, se puede decir que los separadores API deben diseñarse para los valores siguientes:

- Velocidad Horizontal Máxima: 15 v ó 0.91 m/min, u otra más pequeña
- Profundidad: 0.91 m mínimo a 2.43 m máximo
- Relación profundidad - ancho,  $\frac{d}{B}$ : 0.3 mínimo a 0.5 máximo
- Ancho, B: 1.82 m mínimo a 6.09 m máximo

### Construcción

El cuerpo de los separadores API consta de dos secciones principales: la sección de alimentación y la sección o canal de separación construidas comunmente de concreto o acero. En la figura No. 19 se muestran las secciones principales y los equipos auxiliares para la remoción del aceite y sólidos precipitados que integran a los separadores.

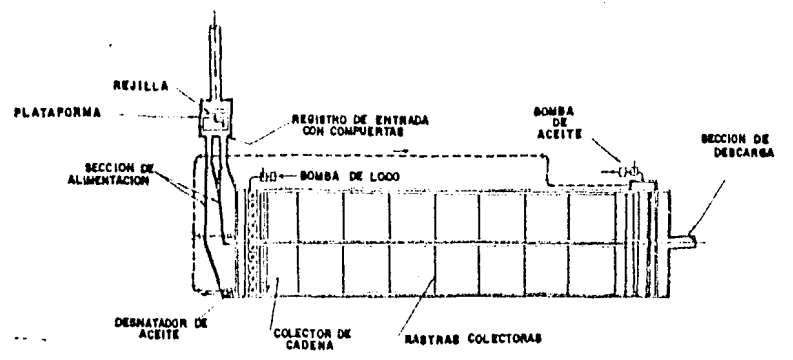
#### a) Sección de Alimentación.

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 y ser exclusiva para un canal o común a dos más. El API recomienda utilizar velocidades de flujo comprendidas entre 10 y 20 pies/min y tiempos de residencia de 1 a 2 minutos.

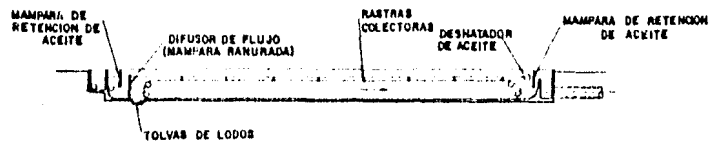
A la entrada de la sección de alimentación se tiene una zona de transición en que el cambio de dimensiones del drenaje, --trincheras o tubería a las del separador se hace en una forma gradual para disminuir la velocidad con un mínimo de turbulencias. En la pared que divide la sección de alimentación 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-

SEPARADOR DE ACEITE API



PLANTA



ELEVACION

removerlo para disminuir la carga a los separadores para lo cual se equipa con mamparas de retención, desnatadores y colectores de aceites y lodos.

#### 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 de aceite y lodos.

1. Canal de Separación: Su función es proveer las condiciones de flujo adecuadas para propiciar la separación del aceite.

2. Difusores de flujo: Distribuye uniformemente la corriente del efluente sobre toda la sección del canal con un mínimo de turbulencias. Se tienen dos tipos de difusores en el mercado: 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 No. 20.

Se cuenta en el momento con una serie de criterios recomendados por el API 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;
- 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 que divide la sección de alimentación y el canal separador. Está -

formado por un orificio en la pared divisoria enfrente del cual se instala una placa paraboloide con la cara cóncava-viendo hacia él como se muestra en la figura No. 20. El -- agua fluye a través del orificio, choca con la placa y re-- gresa para chocar nuevamente con el muro divisorio disipa<sup>n</sup> do la velocidad. Al igual que el difusor de mampara ranura da, el API recomienda los siguientes criterios para el di-- seño y construcción del difusor de chorro invertido:

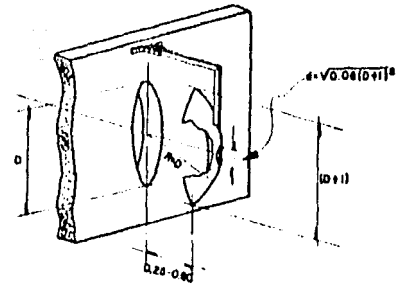
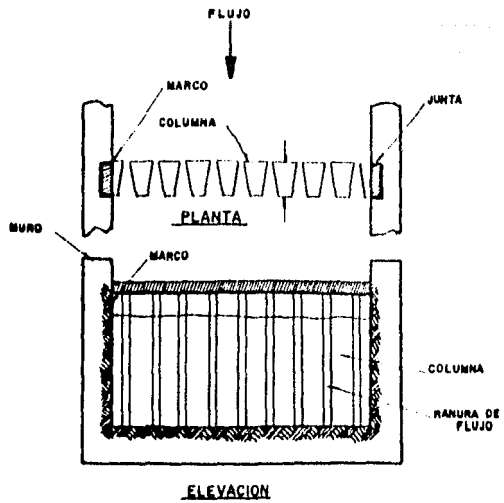
- El radio de curvatura de la placa (R) debe ser ---- igual al diámetro del orificio (D);
- la velocidad en el orificio debe ser de 3 pies/seg;
- el diámetro de la placa debe ser 1 pulgada mayor -- que el diámetro del orificio;

$$d = D + 1''$$

- la separación entre el orificio y la placa debe --- ser 0.25 a 0.6 veces el diámetro del orificio;
- la línea del centro horizontal del difusor se debe- localizar a la mitad de la profundidad del canal. -

3. Rastras Colectoras: Su propósito es coleccionar el aceite-flotante y sólidos sedimentados hacia los puntos donde son removidos. El colector más común es el de cadenas. Consis-- te en un par de cadenas, una en cada pared lateral, movi-- das por un motor y que corren a lo largo del canal sobre - la superficie del líquido en el sentido del flujo y sobre el piso en sentido inverso. Las cadenas llevan montadas - persianas a intervalos de 10 pies que se deslizan sumergi das parcialmente sobre la superficie del líquido. Confor-- me las cadenas avanzan en el sentido del flujo, las ras-- tras empujan el aceite hacia el extremo final del separa-- dor en que se localiza el desnatador; en el recorrido de-- retorno las persianas se sumergen totalmente, deslizándo-- se sobre el piso y empujando los sólidos sedimentados ha-- cia el extremo de alimentación en que se localizan unas - tolvas colectoras de lodos. La velocidad recomendada de -

DIFUSOR DE FLUJO DE MAMPARA RANURADA



DIFUSOR DE FLUJO DE CHORRO INVERTIDO

UNAM	FRANCISCO J. GAROZA RUEDA
	FACULTAD DE QUIMICA FIG. 20

las rastras colectoras varía de 3 a 5 pies/min.

4. Desnatadores: Su función es extraer el aceite flotante co-  
lectado por las rastras. Existen varios tipos siendo el de -  
tubo ranurado el más común. Consiste en un tubo giratorio --  
montado a lo ancho del canal, soportado en ambas paredes la-  
terales y en el cual se han hecho varias ranuras. Al sumer--  
girse el tubo hasta las ranuras, la película de aceite flo--  
tante penetra hacia el interior del tubo a través de las ra-  
nuras. El tubo descarga el aceite en una fosa. La sumergen--  
cia del tubo se puede ajustar hacia adelante o hacia atrás -  
con el fin de coleccionar el aceite de la mampara de retención.

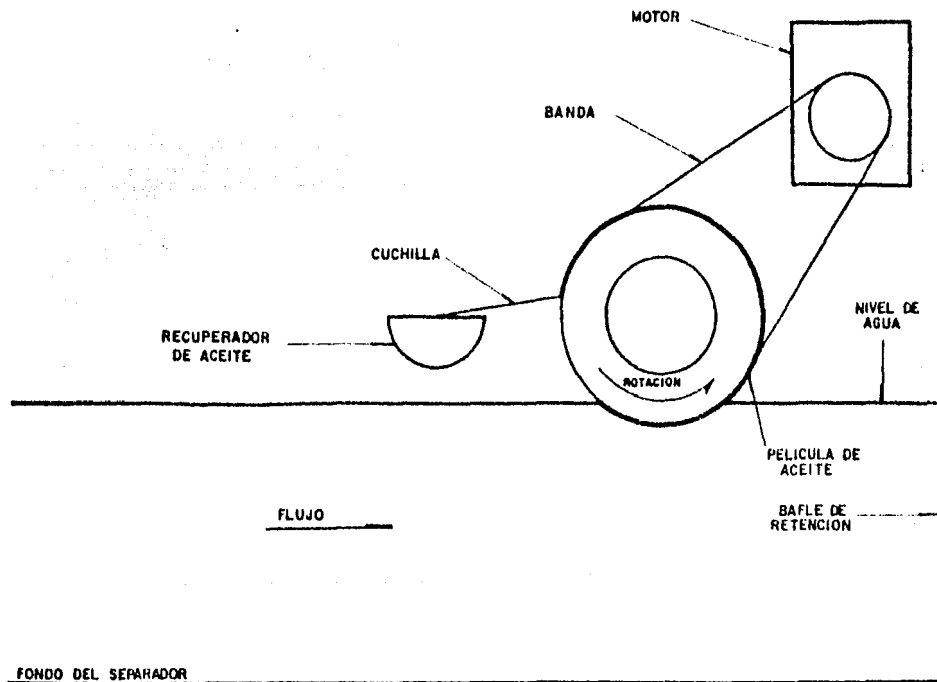
Otro tipo de desnatador es el cilindro rotatorio, mostrado -  
en la Fig. No. 21. Consiste en un tambor giratorio colocado-  
sobre la superficie del líquido a lo ancho del canal y lige-  
ramente sumergido. Al girar, el aceite flotante se adhiere a  
la superficie del tambor, siendo removido en la parte supe--  
rior mediante cuchillas y se colecciona en una canaleta.

5. Vertedero y Canal de Descarga: El líquido clarificado que  
fluye por abajo de la mampara de retención se descarga hacia  
el canal de desalojo. El vertedero, está formado por placas-  
de acero o de madera que se fijan a la cara exterior de la -  
pared del separador. Comúnmente se instala a una distancia -  
no mayor de 2 pies después de la mampara de retención.

6. Tolvas y Fosas Colectoras de Aceite y Lodos: En el fondo-  
del extremo de la entrada, el separador lleva una o varias -  
tolvas en que se reciben los lodos coleccionados por las ras---  
tras. Se construyen en forma de "V" y las paredes deben te--  
ner una inclinación de 45 grados por lo menos con respecto a  
la horizontal.

Comúnmente tanto el aceite como los lodos separados se colec-  
tan en cárcamos de bombeo construídos junto a los separado--  
res. La evacuación de los cárcamos se hace mediante bombas -  
centrífugas o de tornillo en forma continua para lo cual --  
cuentan con interruptores de alto y bajo nivel para arranque  
y paro automático de las bombas.

# DESNATADOR DE CILINDRO ROTATORIO



UNAM	FRANCISCO J. GARDUZA RUEDA
	FACULTAD DE QUIMICA FIG. 21

En los separadores API se logra reducir el contenido de aceite libre a valores entre 100 y 150 mg/lit y en la descarga de los separadores de placas corrugadas el contenido de aceite se logra reducir a valores comprendidos entre 50 y 100 mg/lit.

#### D).- Principios del Sistema de Lodos Activados

El agua residual que proviene del tratamiento primario contiene una gran variedad de materia orgánica, la cual si es liberada en las aguas del río sin ningún tratamiento, será destruída por microorganismos ( bacterias, protozoarios, etc. ) en las aguas y consumirán el oxígeno disuelto. Como resultado, las aguas tendrán una condición anaeróbica tal, que podrían destruir peces, conchas marinas y otros grandes animales acuáticos, además de generar sustancias reductoras por la función de la bacteria anaeróbica acompañada de diferente olor y color.

El proceso de tratamiento de lodos activados es un método altamente efectivo para tratar, por medio de microorganismos, estos nocivos materiales orgánicos antes de que el agua de desecho sea liberada. Antes de analizar el proceso de lodos activados, es necesario mencionar las diferentes clases de lodos que existen:

a) Lodos aerobios: Contiene bacterias y algas en suspensión y condiciones aerobias prevaletentes a través de sus profundidades. Básicamente, existen dos tipos de lodos aerobios: En el primero, el objetivo es obtener el máximo de producción de algas; estos lodos usualmente son limitados por una profundidad 0.15 a 0.5 metros. En el segundo, el objetivo es aumentar la máxima cantidad de oxígeno producido y aquí la profundidad del lodo puede ser de hasta 1.5 metros.

b) Lodos facultativos: Existen tres zonas que son: La zona superficial donde las bacterias aerobias y algas existen en relación simbiótica, la zona anaerobia en el fondo en la cual los sólidos acumulados son activamente descompuestos por las bacterias aerobias y, por último, la zona intermedia, que es parcialmente aerobia y anaerobia, en la cual la descomposición de desperdicio orgánico es acarreado hacia afuera por



las bacterias facultativas.

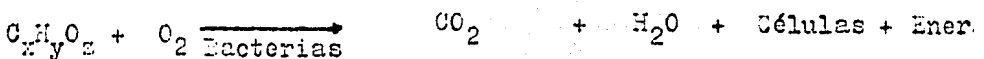
c) Lodos anaerobios: Operan en una relativa profundidad para conservar la energía calorífica y mantener condiciones anaerobias. Estos lodos han sido construídos hasta de 6,0 metros de profundidad. Su estabilización es mantenida por una combinación de precipitado y conservación anaerobia -- de desperdicios orgánicos a  $CO_2$ ,  $CH_4$  y otros productos finales gaseosos.

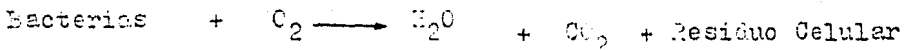
El proceso de lodos activados es en la actualidad el método de tratamiento secundario más común en la purificación de los efluentes. En él se logra reducir el contenido de materia orgánica hasta en 20 mg/l expresado como DBO.

Se presentará a continuación una breve introducción a la -- teoría de la oxidación biológica y fundamento matemático -- del proceso. 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.

### Teoría de la Oxidación Biológica

Quando una sustancia orgánica en solución denominada sustrato se pone en contacto con un cultivo de microorganismos, bacterias principalmente, en presencia de oxígeno más 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 se va agotando, las bacterias empiezan a consumirse entre si 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 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 nue-- vas, las células existentes inician un proceso de autooxida-- ción sirviendo de alimento entre si.

La cantidad total de oxígeno utilizado en la oxidación bio-- química de una sustancia orgánica se conoce como su "Demanda Biológica de Oxígeno", BOD, la cual es una medida indi-- recta del contenido de dicha sustancia. La oxidación bio-- química es un proceso largo que requiere entre 20 y 100 --- días para efectuarse totalmente, razón por la que para fi-- nes prácticos se ha convenido en utilizar la cantidad de -- oxígeno consumido durante los primeros cinco días de reac-- ción y que se denomina BOD<sub>5</sub>.

Los mecanismos de reacción de la remoción biológica de mate-- ria orgánica no son del todo conocidos. La materia orgánica soluble es rápidamente removida bien sea mediante reaccio-- nes enzimáticas o fenómenos de superficie o combinación de-- ambas, mientras que la de la materia en suspensión es lenta debiendo solubilizarse antes de ser estabilizada. Con va--- rios los modelos matemáticos que han sido propuestos para -- definir la cinética de remoción de materia orgánica en un -- proceso de oxidación biológica. Estos modelos matemáticos -- se mencionan más adelante.

Varios investigadores han demostrado que la remoción de una sustancia sola se efectúa conforme a una reacción de orden cero. Cuando se tiene una mezcla de varias sustancias como es el caso de los desechos de refinerías y de la mayoría de las instalaciones industriales, cada una de las sustancias

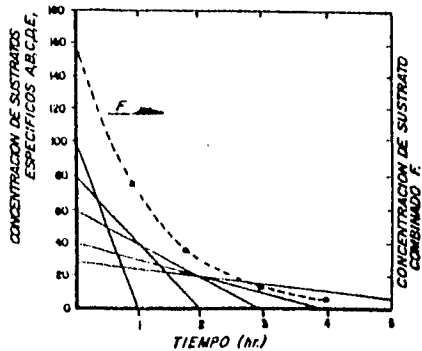
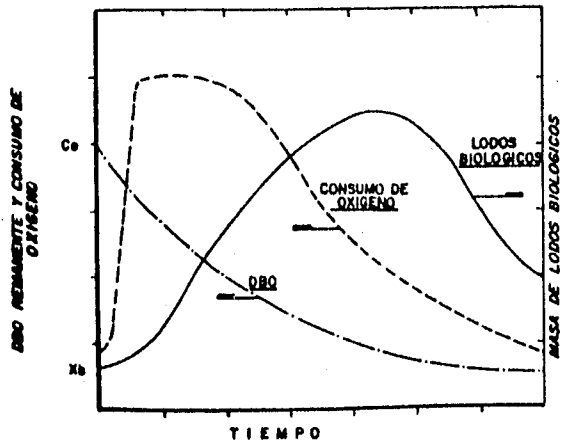
componentes es removida en forma independiente siguiendo un patrón de orden cero. La acción combinada de la remoción es específica de cada uno de los substratos da como resultado -- que la remoción de la mezcla se efectúa conforme a una reacción de 1er. ó 2o. orden aparente, como se ilustra en la -- figura No. 22. 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 No. 22 se presenta gráficamente el desarrollo de los fenómenos que se efectúan en un proceso de oxidación biológica. La demanda de oxígeno del substrato, con una concentración inicial  $C_0$ , disminuye haciéndose asintótica. La cantidad de bacterias o lodos biológicos se incrementa conforme el substrato 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 inicia la respiración endógena; después disminuye volviendo a su valor inicial.

Las ventajas que presenta el proceso de lodos activados es que necesita una área pequeña, el tiempo de retención es mínimo y su eficiencia es alta, por lo que es probablemente -- el sistema de tratamiento biológico más empleado. 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 variantes en el proceso, las reacciones que en él se efectúan y los criterios de diseño que se aplican son similares.

Todas las lagunas de oxidación constan básicamente de un --

DESARROLLO DEL PROCESO DE OXIDACION BIOLÓGICA



REPRESENTACION GRAFICA DE LA REMOSION COMBINADA DE SUSTRATOS INDIVIDUALES

tanque o fosa de aereación, en que la corriente de desecho se pone en contacto con la población bacteriana concentrada denominada "biomasa" las cuales efectúan la oxidación de la materia orgánica y síntesis de células nuevas, y de un clarificador secundario en que se reduce la velocidad de flujo para que la suspensión mezclada de microorganismos se precipite por gravedad. El aire necesario para la oxidación y síntesis de la materia orgánica es suministrado por medio de dispositivos aereadores del tipo estático como difusores tubulares, del tipo mecánico como los aereadores de superficie o combinación de ambos como son los de turbina.

### Cinética del Proceso

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

a) Oxidación progresiva y síntesis del sustrato removido resultando células nuevas,  $H_2O$  y  $CO_2$ . Esta reacción, representada por la primera reacción se efectúa en el tanque de aereación. Los tiempos de aereación para la oxidación biológica varían entre 4 y 6 horas.

b) Autooxidación o respiración endógena de los lodos biológicos con productos finales de agua,  $CO_2$  y un residuo celular no biodegradable dada por la segunda reacción. Este residuo celular representa aproximadamente un 23% de los sólidos biológicos presentes en el sistema cuando la reacción se efectúa en su totalidad. Esta autooxidación se realiza en el tanque clarificador.

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.

### Modelo de Remoción de DBO

Para las concentraciones generalmente implicadas en los --

efluentes, la rapidez de remoción del sustrato es proporcional a su concentración, esto es, se efectúa conforme a una reacción de primer orden expresado mediante la ecuación (1):

$$\frac{dC}{dt} = -KC \dots\dots\dots (1)$$

donde:

C = concentración del sustrato en mg/l

t = tiempo en días

K = coeficiente de velocidad de remoción del sustrato en días<sup>-1</sup>

Expresando la remoción del sustrato en función de la concentración de las células biológicas presentes en el aereador, se tiene que:

$$\left[ \frac{1}{X_z} \right] \left[ \frac{dC}{dt} \right] = kC \dots\dots\dots (2)$$

donde:

X<sub>z</sub> = concentración de células biológicas en el aereador en mg/l

k = coeficiente específico de remoción del sustrato en días<sup>-1</sup>/mg/l

de lo anterior se sigue que: k = -K/X<sub>z</sub>

substituyendo:

$$\frac{dC}{dt} = kC \cdot X_z \dots\dots\dots (3)$$

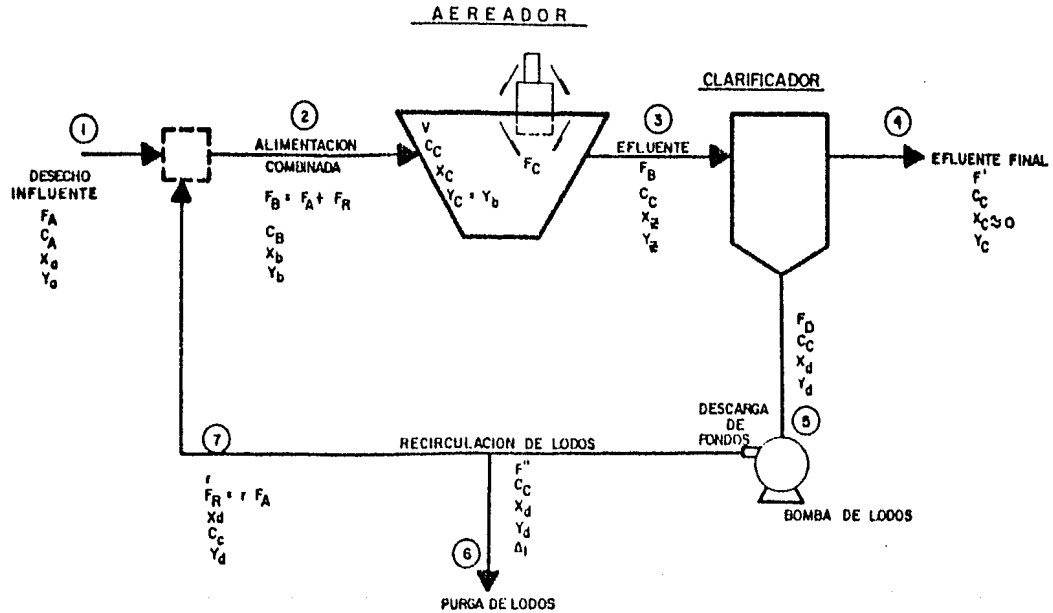
para un tiempo t<sub>r</sub> igual al tiempo de residencia del aereador de la Fig. No. 23, la concentración del sustrato C es equivalente a la concentración C<sub>G</sub>, mantenida en el aereador por lo que la ecuación (3) se escribe como:

$$\frac{dC}{dt_r} = kC_G \cdot X_z$$

sabemos que:

$$DBO_{infl.} - DBO_{efl.} = DBO_{removido}$$

PROCESO DE LODOS ACTIVADOS



En un sistema completamente mezclado la concentración del --  
 substrato a la descarga del aereador es la misma que en el -  
 interior y por lo tanto:

$$DBO_{infl.} = C_B F_B \quad \text{y} \quad DBO_{efl.} = C_C F_C$$

La remoción específica está dada por la ecuación (3). Multi-  
 plicando dicho valor por el volumen del aereador se obtiene-  
 la cantidad total de DBO.

#### TABLA V

##### Corrientes:

- A : Desecho influente, corriente 1
- B : Alimentación combinada al tanque de aereación, corriente 2
- C : Efluente final, corriente 3
- D : Descarga de fondo del clarificador, corriente 4

##### Flujos:

- $F_A$  : Flujo del desecho influente, corriente 1
- $F_R$  : Flujo de recirculación de lodos, corriente 7
- $r$  : Relación de recirculación  $r = F_R / F_A$
- $F_B = F$  : Flujo de la alimentación combinada al tanque de aereación,  
 corriente 2  $F = F_A + F_R$
- $F'$  : Flujo del efluente final del clarificador, corriente 4
- $F''$  : Flujo de las purgas de lodos del clarificador, corriente 6
- $F_D$  : Flujo de la descarga de fondos del clarificador, corriente 5
- $F_D = F_R + F''$

##### Concentración de DBO (mg/l):

- $C_A$  : DBO del desecho influente
- $C_B$  : DBO de la alimentación combinada
- $C_C$  : DBO del efluente final



Concentración de sólidos biodegradables (mg/l):

- $X_a$  : Concentración de sólidos en el desecho influente
- $X_b$  : Concentración de sólidos en la alimentación combinada
- $X_z$  : Concentración de sólidos en el tanque de aereación
- $X_c$  : Concentración de sólidos en el efluente final
- $X_d$  : Concentración de sólidos en la descarga de fondo del clarificador

Concentración de sólidos no biodegradables (mg/l):

- $Y_a$  : Concentración de sólidos en el desecho influente
- $Y_b$  : Concentración de sólidos en la alimentación combinada
- $Y_z$  : Concentración de sólidos en el tanque de aereación
- $Y_c$  : Concentración de sólidos en el efluente final
- $Y_d$  : Concentración de sólidos en la descarga de fondo del clarificador

Purgas:

- $X$  : Purga de los sólidos biodegradables
- $Y$  : Purga de los sólidos no biodegradables
- $X_t$  : Purga total de  $X + Y$

Volumen:

- $V$  : Volumen del tanque de aereación

removida escribiéndose el balance como sigue:

$$C_B F_B - C_C F_C = k X_Z \cdot C_C V_R \dots\dots\dots (4)$$

puesto que:

$$F_B = F_C = F \quad \text{y} \quad V_R = F \cdot t_r$$

cancelando términos se tiene:

$$\frac{C_B - C_C}{X_Z t_r} = k \cdot C_C \dots\dots\dots (5)$$

Esta ecuación corresponde a la remoción total de sustrato - por unidad de células biológicas presentes en el aereador. Para los casos en que una fracción del sustrato no haya sido degradada aún después de tiempos de residencia prolongados esta ecuación se modifica a:

$$\frac{C_B - C_C}{X_Z t_r} = k (C_C - C_N) \dots\dots\dots (6)$$

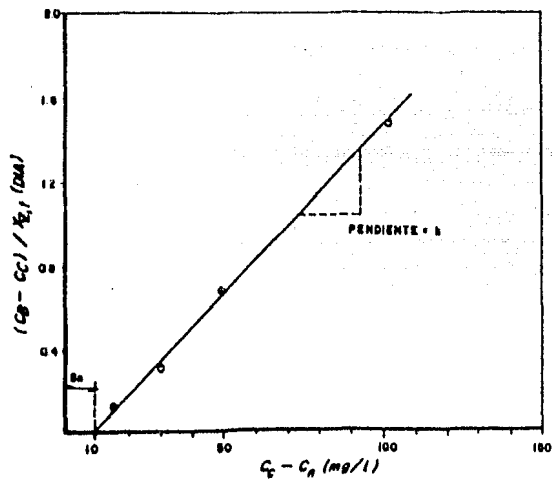
$C_N$  = concentración de la fracción de sustrato no degradable

El tiempo  $t_r$  de las ecuaciones 5 y 6 es el tiempo de residencia necesario para efectuar la remoción biológica de la materia orgánica. Graficando de la ecuación (6) los términos ---  $(C_B - C_C)/X_Z t_r$  contra  $(C_C - C_N)$

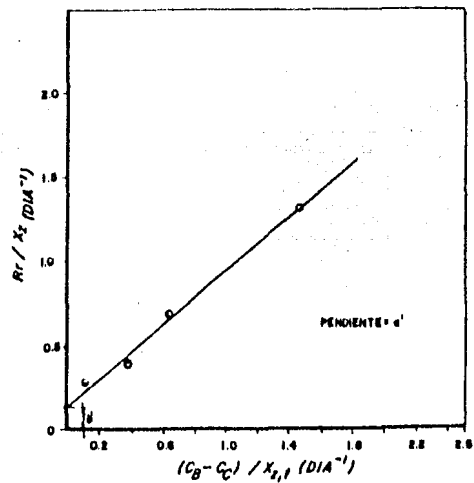
se obtiene una línea recta cuya pendiente es k. La ordenada al origen es  $C_N$  de la fracción no degradable. Cuando el sustrato es 100% biodegradable  $C_N = 0$  y la recta intersecta el origen. Ver Fig. No. 24

Al igual que cualquier proceso biológico, el funcionamiento de los sistemas de lodos activados depende de la temperatura la cual afecta la velocidad de reacción. Este efecto se representa mediante la ecuación (7):

$$k_2 = k_1 \theta^{(T_2 - T_1)} \dots\dots\dots (7)$$



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



COEFICIENTES DE UTILIZACION DE OXIGENO  $d'$  Y  $b'$

donde:

$k_1$  = coeficiente específico de remoción de sustrato a  $T_1$

$k_2$  = coeficiente específico de remoción de sustrato a  $T_2$

$\theta$  = coeficiente de corrección por temperatura

La ecuación (7) se aplica regularmente en un rango de 4 a 35 grados centígrados. El coeficiente theta es característico de cada muestra y varía con el tipo de proceso.

### Modelo de producción de sólidos

Como se estableció anteriormente, 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 a 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:

$$X = a(C_B - C_C)F - bX_Z \cdot V \dots\dots\dots (8)$$

donde:

$X$  = incremento neto de sólidos biológicos

$C_B - C_C$  = cambio en la concentración de sustrato en mg/l

$X_Z$  = concentración de células biológicas en el aereador en mg/l

$a$  = fracción del sustrato removido sintetizado en células nuevas.

$b$  = coeficiente de respiración endógena en días<sup>-1</sup>

$F$  = flujo del efluente de desecho en m<sup>3</sup>/día

$V$  = volumen del aereador en m<sup>3</sup>

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

$$\begin{array}{rcl} \text{Sólidos totales} & & \text{Sólidos} & & \text{Sólidos totales} \\ \text{alimentados} & + & \text{producidos} & = & \text{descargados} \end{array}$$

Puesto que el aereador se mantiene agitado, los sólidos no precipitan en su interior. En el clarificador se reduce la velocidad del efluente, permitiendo que casi la totalidad de los sólidos degradables y una parte de los no degradables precipiten descargándose por el fondo. Una porción de los sólidos concentrados en el clarificador,  $F_R$ , es recirculada al aereador y mezclada con el desecho influente --- mientras que la porción remanente,  $F''$  es purgada del sistema. La composición de estas corrientes  $F_R$  y  $F''$  es la misma.

Efectuando un balance de sólidos biológicos en el sistema se tiene:

$$X_a F_A + X = X_d F'' + X_c F' \dots\dots\dots (9)$$

Esta ecuación (9) se derivó de la ecuación general del balance de materiales, la cual nos dice que:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} = \text{Salida} + \text{Acumulación}$$

Recordemos la ecuación (8):

$$X = a(C_B - C_C)F - bX_z \cdot V$$

Asumiendo que la separación en el clarificador es del 100% en efectividad, esto es, que no hay acumulación se tiene -

que:

$$\text{Generación} = \text{Salida} - \text{Entrada}$$

$$K = K_d F'' - K_a F_A$$

substituyendo la ecuación (8):

$$a(C_B - C_C) F - bK_z \cdot V = K_d F'' - K_a F_A$$

despejando la salida o sea el término  $K_d F''$  se obtiene:

$$K_d F'' = a(C_B - C_C) F - bK_z \cdot V + K_a F_A \dots\dots\dots (10)$$

Sea  $Y_n$  la concentración de los sólidos no biodegradables. A la descarga del aerador, la concentración de los sólidos no biodegradables es la misma que la del interior  $Y_z$ , la cual a su vez es igual a la de la alimentación  $Y_o$  debido a la constante agitación y a que no se tiene producción de sólidos no biodegradables en el interior.

El balance general de sólidos no biodegradables se escribe como:

$$Y_a F_A = Y_c F' + Y_d F'' \dots\dots\dots (11)$$

siendo  $Y_d F''$  la cantidad de sólidos no biodegradables precipitados en el clarificador que es necesario purgar del sistema. Puesto que  $F_A = F' + F''$  la ecuación (11) se modifica a:

$$Y = Y_d F'' = F_A (Y_a - Y_c) + Y_c F'' \dots\dots\dots (12)$$

sumando las ecuaciones 10 y 12 se obtiene la producción total de lodos biológicos  $K_t$ :

$$K_t = a(C_B - C_C) F - bK_z \cdot V + K_a F_A + F_A (Y_a - Y_c) + Y_c F''$$

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 substrato 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 servir de alimento a las restantes.
- Oxidación o nitrificación del amoníaco a nitritos y nitratos.

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

$$O_2 = a'(C_E - C_G)F + b'X_z \cdot V + O_{nit} \dots\dots\dots (13)$$

donde:

$O_2$  = consumo total de oxígeno

$(C_E - C_G)$  = sustrato removido

$X_z$  = concentración de células biológicas en el sistema

$a'$  = coeficiente de utilización de oxígeno

$b'$  = coeficiente de autooxidación

$F$  = flujo del efluente

$V$  = volumen del aereador

$O_{nit}$  = oxígeno consumido en el proceso de nitrificación

Si la reacción de nitrificación es nula, la ecuación (13) se puede escribir como:

$$O_2 = a'(C_E - C_G)F + b'X_z \cdot V \dots\dots\dots (14)$$

Esta ecuación representa el consumo total de oxígeno en el proceso de degradación biológica. Puesto que  $F = V/t$  y dividiendo entre  $V$  la ecuación (14) se tiene que:

$$\frac{O_2}{V} = \frac{a'(C_E - C_G)F}{V} + b'X_z$$

$$\frac{O_2}{V} = \frac{a'(C_E - C_G) V/t}{V} + b'X_z$$

$$\frac{O_2}{V} = \frac{a'(C_B - C_C)}{t} + b'X_Z \dots\dots\dots (15)$$

expresando  $O_2/V = R_r$  como el consumo de oxígeno por unidad de volumen se expresa la ecuación (15) como:

$$\frac{R_r}{X_Z} = \frac{a'(C_B - C_C)}{X_Z \cdot t} + b' \dots\dots\dots (16)$$

Graficando la ecuación (16),  $R_r/X_Z$  contra  $\frac{(C_B - C_C)}{X_Z \cdot t}$ , se ob

tiene una línea recta como la de la figura No. 24. Los coeficientes  $a'$  y  $b'$  corresponden a la pendiente de la recta y ordenada al origen respectivamente.

### Asentamiento de los Lodos Biológicos

Una operación exitosa de los sistemas de lodos activados -- requiere que los sólidos biológicos producidos en el aereador 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 substrato ya ha sido removido previamente en el aereador, inician el proceso de respiración endógena para servir de alimento entre sí contribuyendo de esta forma a aumentar la demanda de oxígeno del efluente lo cual es indeseable. Por otra --- parte, una compactación sobre 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 aereador. 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 A/M:



$$\frac{A}{M} = \frac{F \cdot C_B}{K_Z \cdot V} \dots\dots\dots (17)$$

La relación entre estas dos características de los lodos y la carga orgánica se ilustra en la figura No. 25. Cuando la carga orgánica A/M es baja, el substrato 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 A/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.

La figura No. 25 es una gráfica de la velocidad de asentamiento  $v$  y del índice volumétrico de los lodos  $I_V$  en función de la carga orgánica. El índice volumétrico de los lodos  $I_V$  que se define como el volumen en  $\text{cm}^3$  ocupado por un gramo de lodos después de sedimentar durante 30 segundos es una medida del grado de compactación.

En base a experiencias previas se ha determinado que los valores óptimos de estos parámetros varían dentro de los siguientes rangos:

$$A/M = 0.3 \text{ a } 0.7 \text{ día}^{-1}$$

$$v = 15 \text{ a } 20 \text{ pies/hr}$$

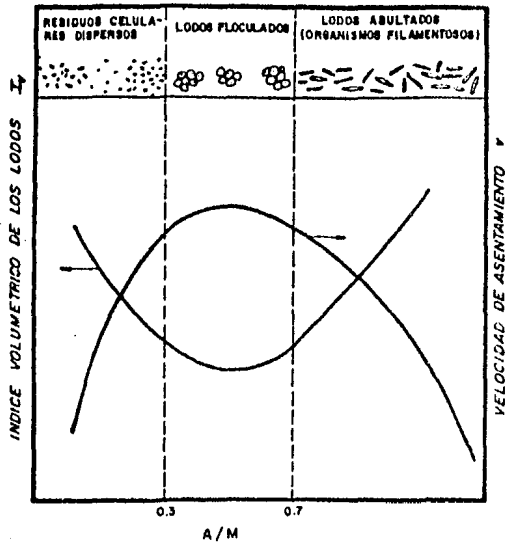
De la ecuación (17) y puesto que  $t = V/F$  se tiene que:

$$\frac{A}{M} = \frac{C_B}{K_Z \cdot t}$$

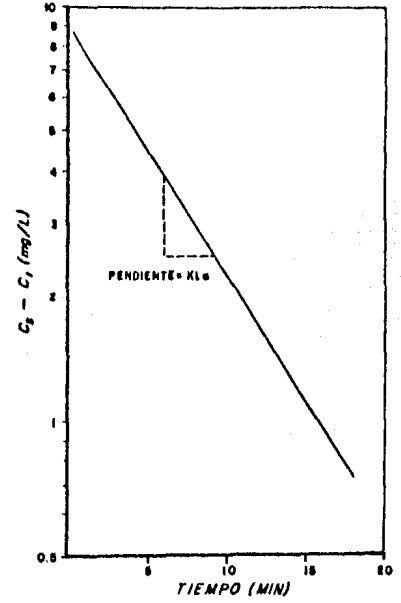
despejando  $t$ :

$$t = \frac{C_B}{K_Z(A/M)} \dots\dots\dots (17')$$

$t$  es el tiempo necesario para obtener lodos biológicos con características de asentamiento óptimas.



CARACTERISTICAS DE ASENTAMIENTO DE LOS LODOS ACTIVADOS



COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DEL OXIGENO  $KLa$

Este tiempo  $t$  de la ecuación anterior es diferente del obtenido a partir de la ecuación (6), el cual es el tiempo de residencia requerido para efectuar la reacción de degradación biológica de la materia orgánica.

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 utilizada para no inhibir el desarrollo de la reacción. En el proceso de lodos activados y para la naturalización de los efluentes normalmente emanados de las refinerías, la concentración de oxígeno disuelto que se debe mantener en el aereador varía entre 1.5 y 2 mg/l como mínimo.

Para las condiciones de flujo turbulento normalmente aplicadas en la aereación de los sistemas de tratamiento biológico, la absorción de oxígeno por el agua se comporta conforme a una reacción de primer orden, esto es:

$$\frac{dC}{dt} = K_{La} (C_s - C) \dots\dots\dots (18)$$

donde:

$C$  = concentración de oxígeno disuelto en el agua al tiempo  $t$  en mg/l

$C_s$  = concentración de oxígeno disuelto al valor de saturación en mg/l

$K_{La}$  = coeficiente global de transferencia de oxígeno en días<sup>-1</sup>

Integrando la ecuación (18) se obtiene que el coeficiente  $K_{La}$  se expresa como:

$$K_{La} = \frac{2.303 \log \frac{C_s - C_1}{C_s - C_2}}{t_2 - t_1} \dots\dots\dots (19)$$

Si se grafica la ecuación anterior se obtiene una recta como la de la figura No. 25 cuya pendiente es igual al coeficiente  $K_{La}$ .

Al igual que en el proceso de oxidación biológica, la temperatura también afecta la transferencia de oxígeno debido a cambios en la difusividad. Este efecto se define mediante la ecuación:

$$K_{La_2} = K_{La_1} e^{(T_2 - T_1)} \dots\dots\dots (20)$$

siendo:

$K_{La_1}$  = coeficiente de transferencia de oxígeno a  $T_1$

$K_{La_2}$  = coeficiente de transferencia de oxígeno a  $T_2$

$e$  = factor de corrección por temperatura

Dada la gran variedad en la naturaleza y concentraciones de los compuestos y sustancias que pueden encontrarse disueltos en el agua, es práctica común referir la capacidad de absorción de -- oxígeno de una solución acuosa, como es el caso de los efluen-- tes, a aquella correspondiente al agua pura mediante factores -- de corrección alfa y beta los cuales se definen como:

$$\alpha = \frac{K_{La} \text{ solución}}{K_{La} \text{ agua}} \dots\dots\dots (21)$$

y

$$\beta = \frac{C_s \text{ solución}}{C_s \text{ agua}} \dots\dots\dots (22)$$

Por experiencias anteriores los valores de alfa y beta varían entre 0.5 a 0.9 y 0.92 a 0.98 respectivamente.

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

$$N = N_0 \frac{\beta^{C_{sw}-C_L} \alpha \frac{P_w}{P_s}}{C_s} \Theta(T_w - T_s) \dots\dots\dots (23)$$

donde:

$N_0$  = transferencia de oxígeno a condiciones estandar. Valor suministrado por el fabricante.

$N$  = transferencia de oxígeno a las condiciones de operación

$C_{sw}$  = concentración de oxígeno disuelto al valor de saturación

$C_s$  = concentración de oxígeno disuelto al valor de saturación en agua pura a condiciones estándar.

$C_L$  = concentración de diseño de oxígeno disuelto

$P_s$  = presión atmosférica estándar

$P_w$  = presión de operación

$T_s$  = temperatura estándar

$T_w$  = temperatura del tanque de aereación a las condiciones de operación

La aereación en el proceso cumple dos propósitos:

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 aereador.

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. La biomasa generada en el proceso de lodos activos contiene aproximadamente 12% de su peso como nitrógeno y 2% como fósforo. Adicionalmente se estima que las cantidades de nitrógeno y fósforo solubles presentes en el efluente clarificado son del orden de 1.0 y 0.5 mg/l respectiva--

mente; por lo que las cantidades requeridas de cada uno están dadas por las siguientes ecuaciones:

$$H_2 = 0.12 K + 1.0 \text{ mg/l} \cdot F_A \dots\dots\dots (24)$$

$$P = 0.02 K + 0.5 \text{ mg/l} \cdot F_A \dots\dots\dots (25)$$

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, la concentración de sólidos degradables y no degradables, oxígeno consumido, velocidad de asentamiento e índice volumétrico de los lodos se obtienen mediante mediciones de pruebas. Los resultados obtenidos se utilizan en la determinación de los parámetros de diseño  $k$ ,  $a$ ,  $a'$ ,  $b$ ,  $b'$ ,  $A/M$  antes mencionados.

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

a) Constante de remoción de sustrato  $k$ : Su valor se determina a partir de la ecuación (6):

$$\frac{C_B - C_C}{X_Z \cdot t} = k (C_C - C_N) \dots\dots\dots (6)$$

Graficando los valores de  $(C_B - C_C)/X_Z \cdot t$  contra  $C_C - C_N$  se obtiene una línea recta similar a la de la figura No. 24 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 (16):

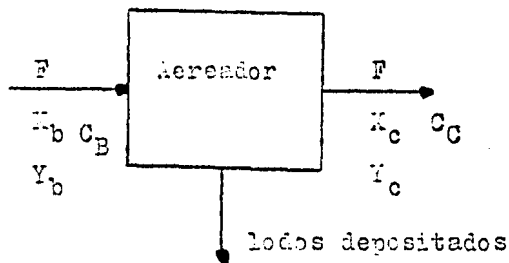
$$R_T = \frac{a'(C_B - C_C)}{X_Z \cdot t} + b' \dots\dots\dots (16)$$

Graficando los valores de  $R_T/X_Z$  contra  $(C_B - C_C)/X_Z \cdot t$ , se obtiene una línea recta como la de la figura No. 24 cuya pendiente y ordenada al origen son  $a'$  y  $b'$  respectivamente.

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 acertados. - El procedimiento es el siguiente: se toma una porción del efluente y se le inserta un electrodo manteniendo la suspensión mezclada y tomando las lecturas cada 30 segundos. Las lecturas son convertidas a concentración de oxígeno disuelto y se grafican contra el tiempo obtenido. La figura No.26 muestra la gráfica que se obtiene cuya pendiente corresponde al consumo de oxígeno por unidad de volumen  $R_p$ . El consumo específico  $R_p/X_p$  es entonces calculado dividiendo  $R_p$  entre la concentración de los sólidos en la muestra.

Parámetros de producción de lodos a y b.

Se calculan de acuerdo al siguiente diagrama:



Balace de sólidos no biodegradables:

$$Y_b \cdot F = Y + Y_c \cdot F$$

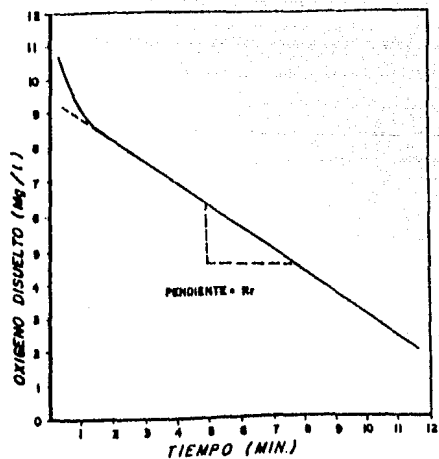
siendo  $Y$  la cantidad de sólidos depositados

$$Y = F(Y_b - Y_c)$$

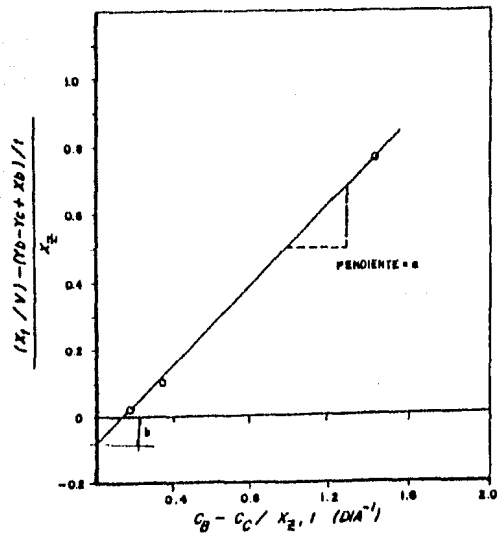
Puesto que la cantidad de sólidos biodegradables producidos en el sistema permanece invariable, la suma de las ecuaciones 10 y 12 se modifica a

$$K_t = a(C_E - C_C)F - bX_p \cdot V + K_p \cdot F + F(Y_b - Y_c)$$

Sabemos que  $F = V/t$ , por lo que modificando la ecuación anterior se obtiene:



DETERMINACION GRAFICA DEL CONSUMO DE OXIGENO Rr.



DETERMINACION GRAFICA DE LOS COEFICIENTES DE PRODUCCION DE LODOS a Y b.



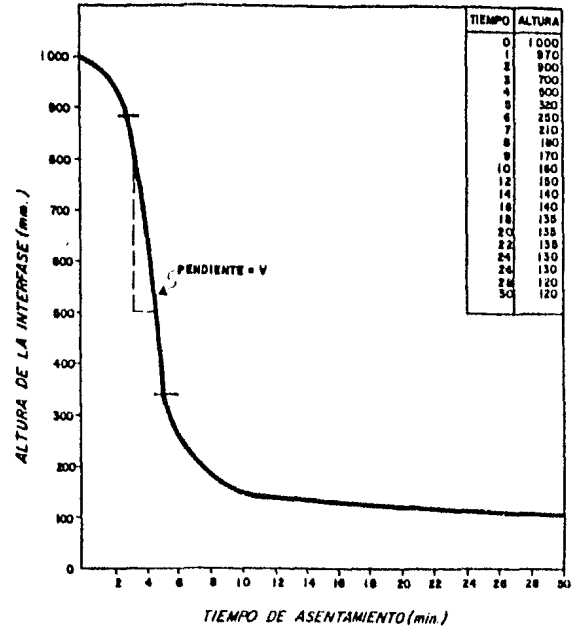
$$\frac{X_t}{V} - \frac{(Y_b - Y_c + X_b)}{t} = \frac{a(C_E - C_G)}{t} - bK_Z$$

Graficando el término de la izquierda, cuyos datos se obtienen experimentalmente contra  $(C_E - C_G)/K_Z \cdot t$  se obtiene una línea recta como la de la figura No. 26 cuya pendiente es el coeficiente  $a$  y la ordenada al origen es  $b$ .

Los coeficientes de transferencia de oxígeno  $K_{La}$  y alfa también se pueden determinar experimentalmente aunque de 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 se efectúa tanto para agua natural como con una muestra del desecho que se va a tratar. El procedimiento es el siguiente: la muestra es desoxygenada con la adición de sulfito de sodio; enseguida es reoxygenada mediante agitación y se toman lecturas periódicas de oxígeno disuelto hasta alcanzar el valor de saturación. Graficando la diferencia de concentración de oxígeno disuelto  $C_E - C_G$  contra el tiempo transcurrido se obtiene una recta cuya pendiente es  $K_{La}$ . Este método es propuesto por la AFI al igual que los anteriores.

#### Velocidad de asentamiento de los lodos $v$ .

Para determinarla se utiliza un cilindro graduado con un agitador, se toma una muestra de desecho y se vacía dentro del recipiente; se toma el tiempo para que los sólidos precipiten y la altura de la separación entre las fases. Graficando la altura contra el tiempo se obtiene una curva como la de la figura No. 27 cuya pendiente es  $v$ .



DETERMINACION EXPERIMENTAL DE LA VELOCIDAD DE ASENTAMIENTO DE LODOS BIOLOGICOS ZSV

## 1).- Lagunas de Estabilización

La gran importancia de la laguna de estabilización radica en las altas eficiencias que alcanzan en la purificación de las aguas residuales y en la economía que representa - su construcción, mantenimiento y operación. El principal problema que presenta es el necesitar de una gran área de terreno para su instalación. Las lagunas de estabiliza---ción se pueden clasificar en aerobias, anaerobias y facul---tativas, según sea la forma en que se lleve a cabo el pro---ceso de descomposición.

a) Lagunas aerobias: Los procesos que tienen lugar en las lagunas aerobias son similares a los que se presentan en los lodos activados, con la importante diferencia de que mientras en éstos la oxigenación es mecánica, en las lagu---nas aerobias el oxígeno proviene de la fotosíntesis efec---tuada por algas. Puesto que la fotosíntesis depende de la energía solar, se requieren grandes extensiones de terre---no para tratar aguas residuales con este sistema.

b) Lagunas anaerobias: En estas lagunas la actividad bacte---riana no depende de la existencia de oxígeno, por lo que - no es necesario cumplir con los requerimientos de grandes---áreas y bajas profundidades que permiten el mejor aprove---chamiento de la energía solar y pueden ser construídas en---áreas menores y profundidades mayores con el consecuente - ahorro económico. Sin embargo, los subproductos de los pro---cesos biológicos de las bacterias anaerobias son sumamente desagradables al olfato, siendo esto su principal inconve---niencia.

c) Lagunas facultativas: Las lagunas facultativas tienen---propiedades comunes a las aerobias y anaerobias, es decir, mientras que en la parte superior existe actividad aere---bia, en el fondo, donde ya no alcanza a penetrar la luz - solar y por consiguiente, ya no hay generación de oxíge---no por fotosíntesis, la actividad bacteriana es totalmen---te anaerobia.

## Factores de diseño en las lagunas de estabilización

Las variables que intervienen en el funcionamiento de las lagunas son de orden físico, químico y biológico:

### a) Variables Físicas

1. Temperatura
2. Evaporación, infiltración y precipitación pluvial
3. Insolación
4. Vientos
5. pH

### b) Variables Químicas

1. DBO
2. Nutrientes

### c) Variables Biológicas

1. Fotosíntesis
2. Algas
3. Bacterias

### a) Variables Físicas

1. Temperatura: Es un factor que acelera o retarda las -- reacciones químicas y biológicas. La producción óptima de oxígeno no se encuentra a los 20°C y los límites en que se operan son entre 4°C y 35°C. La teoría de Van't Hoff arguye que por cada 10°C de incremento de temperatura se duplican las reacciones biológicas entre los límites señalados. Al aumentar la temperatura, la actividad bacteriana es mayor y decrece la actividad algal; consecuentemente, la concentración de oxígeno disuelto se abate. Cuando se excede de los 35°C el grupo de algas Chlorophyceae tiende a desaparecer y en su lugar aparecen Myxophyceae que provocan el morir malos olores.

En tales condiciones se ve afectada la degradación de la materia orgánica haciéndose ésta más lenta; el pH, los só-

lidos en susorción y la transmisión de luz también se ven afectadas en forma negativa.

2. Evaporación, infiltración y precipitación pluvial: Siendo las lagunas sistemas expuestos a la intemperie, es importante determinar el predominio entre la precipitación pluvial y la evaporación y eliminar infiltraciones o fugas. En caso -- que domine la precipitación, la dilución será benéfica pues disminuye la DBO. Por el contrario, cuando la evaporación es dominante, la eliminación de la DBO es más lenta.

3. Insalación: La producción de oxígeno por las algas está -- relacionada con la eficiencia de la conversión de la luz y -- la intensidad de ésta o energía que requieren las algas para desarrollarse. Se ha encontrado que dentro del 2 al 9% varía la eficiencia de conversión tomándose el valor de 5% como -- promedio. Se ha considerado que 6 calorías/mg es el calor de combustión de las algas. Por lo anterior se desprende que -- las profundidades de las lagunas estén en función de la pene-- treabilidad de la luz y así diseñar los sistemas ya sean ---- aerobios, anaerobios o facultativos.

4. Vientos: La acción del viento es benéfica ya que este fac-- tor nos permite la mezcla de las aguas dando una mejor oxige-- nación y distribución de nutrientes. La velocidad adecuada -- para crear una mezcla debida es de 50 km/hr.

5. pH: El proceso de respiración produce  $CO_2$  y por consi---- guiente tiende a bajar el pH de la hidromasa. De acuerdo con la relación cuantitativa producción-consumo de  $CO_2$ , el pH de las lagunas estará sujeto a variaciones horarias que depen-- den principalmente de la energía luminosa incidente. Cuando la energía luminosa suministrada es menor de 13 cal/cm<sup>2</sup>/día, el valor máximo detectado para el pH es de 8. Cuando la ---- energía luminosa es mayor de 178 cal/cm<sup>2</sup>/día se incrementa -- el pH hasta un límite de 11.2 que ha sido experimentalmente-- cuantificado. En las lagunas aeróbicas la gama de variación-- diaria de pH está comprendida entre 7.5 y 10.5 .

El desarrollo de la actividad biológica se encuentra estrechamente vinculada con el pH. Las bacterias aeróbicas se desarrollan dentro de una variación de pH comprendida entre 7 y 9; - el proceso de fotosíntesis requiere un pH de 6.5 a 10.5 .

#### b) Variables Químicas

1. BOD: Este parámetro sirve para la medida de la contaminación inicial y el grado de depuración obtenido en el efluente de las lagunas después de los tiempos de retención adecuados.

2. Nutrientes: Para que las algas puedan metabolizar necesitan tener una fuente de nutrientes aprovechables en el líquido de la laguna. El metabolismo requiere varios elementos en concentraciones muy pequeñas.

Por lo general no es mayor problema mantener un nivel adecuado de estos nutrientes en plantas de tratamiento. Los desechos industriales frecuentemente tienen deficiencias de nitrógeno y fósforo. La ausencia de estos dos elementos retrasa la formación de protoplasma y reduce la tasa de estabilización.

#### c) Variables Biológicas

1. Fotosíntesis: Como ya se estableció anteriormente, la luz es el factor que provoca el fenómeno de fotosíntesis en las plantas. En el proceso algal existen dos procesos interrelacionados: la fotosíntesis primariamente dicha y la síntesis secundaria. En la primera, los carbohidratos y el oxígeno son producidos a partir del anhídrido carbónico y el agua, a través de una reacción energizada por acción de la luz. Los carbohidratos producidos por la fotosíntesis son convertidos por una síntesis secundaria a lípidos, proteínas y otros compuestos orgánicos representativos de la materia viva en células algales.

2. Algas: La mayoría de las especies de algas tienen propiedades organotróficas facultativas y de esta manera utilizan azúcares o ácidos orgánicos como fuentes de energía y de carbono. Así, las algas obtienen energía del carbono reacio al igual que las bacterias. En las lagunas de estabilización se procurará tener las algas de tipo fotosintético, ya que solo

requieren agua, nutrientes inorgánicos,  $CO_2$  y energía solar.

Las algas típicas de lagunas de estabilización son:

Chlamydomonas

Chlorella                      Color verde

Euglena

Oscillatoria

Phormidium

Anacystis

Color azul-verdes

Anabaena

Las de color verde son las que aparecen cuando se inicia la operación de la laguna. Es la alga Euglena la que tiene un amplio campo de adaptabilidad y permanece todo el tiempo -- y en condiciones de clima muy variado; conviene evitar la proliferación de otras algas como por ejemplo la del tipo - Phormidium que se desarrolla en el fondo de las lagunas en los acumulamientos bentónicos y que al surgir a la superficie y morir desprende malos olores.

3. Bacterias: Son las bacterias las que para nutrirse requieren de los compuestos orgánicos y al hacerlo en presencia de oxígeno libre o en ausencia de éste, determinan los procesos de degradación aerobio o anaerobio respectivamente.

SEPARADOR API

Datos:

FLUJO .....  $F_A = 25,000 \text{ EPD (730 GPM)}$

TEMPERATURA .....  $T = 38^\circ\text{C} = 100.4^\circ\text{F}$

DENSIDAD DEL AGUA DE SESECHO ...  $\rho_w = 0.994$

DENSIDAD DEL ACEITE .....  $\rho_o = 0.910$

VISCOSIDAD DEL AGUA .....  $\mu = 0.0072 \text{ poises}$

a. Velocidad de ascenso del aceite:

$$V = 0.0241 \frac{(\rho_w - \rho_o)}{\mu} = 0.0241 \frac{(0.994 - 0.910)}{0.0072}$$

$$V = 0.281 \text{ ft/min}$$

b. Velocidad horizontal de flujo:

$$V_H = 15V \text{ ó } V_H = 3.0 \text{ ft/min}$$

$$= 15 ( 0.2812 ) = 4.218 \text{ ft/min}$$

como 4.218 es mayor de 3.0, se utilizará para este caso la velocidad mínima, por lo que:

$$V_H = 3.0 \text{ ft/min}$$

FACTORES DE DISEÑO

a. Factor por turbulencia:

$$V_H/V = 3.0/0.281 = 10.6$$

de la tabla IV para el cociente  $V_H/V$  le corresponde un factor por turbulencia de  $F_t = 1.28$

b. Factor por sobrecarga:

$$F_c = 1.2$$

c. Factor de diseño:

$$F = ( F_t ) ( F_c )$$

$$= ( 1.28 ) ( 1.2 ) = 1.53$$



## ÁREAS MÍNIMAS Y DIMENSIONES DEL SEPARADOR

a. Área transversal mínima:

$$A_c = \frac{F_A}{V_H} = \frac{730 \text{ GPM} \left( \frac{0.1337 \text{ ft}^3}{1 \text{ gal}} \right)}{3 \text{ ft/min}} = 97.60/3$$

$$A_c = 32.5 \text{ ft}^2$$

b. Área superficial mínima:

$$A_H = F \left( F_A/V \right) = 1.53 (97.60/0.281)$$

$$A_H = 531.4 \text{ ft}^2$$

c. Dimensiones del separador:

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

- Relación profundidad - ancho ( $\frac{d}{B}$ ): 0.3 mínimo a 0.5 máximo

Puesto que  $A_c = B \cdot d = B(0.3 B) = 0.3 B^2$

$$B = (A_c/0.3)^{1/2} = (32.5/0.3)^{1/2} = 10.4 \text{ ft}$$

$$d = (A_c/B) = \frac{32.5}{10.4} = 3.12 \text{ ft}$$

Para ( $\frac{d}{B}$ ) = 0.5 tenemos que:

$$A_c = B \cdot d = B(0.5 B) = 0.5 B^2$$

$$B = (A_c/0.5)^{1/2} = (32.5/0.5)^{1/2} = 8.06 \text{ ft}$$

$$d = (A_c/B) = 32.5/8.06 = 4.03 \text{ ft}$$

Observando los resultados obtenidos y comparándolos con los valores permitidos para el diseño del separador, esto es:

- profundidad (d): 3 ft mínimo a 8 ft máximo

v

- ancho (B): 6 ft mínimo a 20 ft máximo,

podemos concluir que el flujo puede manejarse en un solo --- canal de separación.

Las dimensiones de profundidad y ancho serán los valores dados por la relación  $\frac{d}{B} = 0.5$

Seleccionando la profundidad mayor de = 4.03 ft aprox. 4.0 ft tenemos que:

$$B = \frac{A_0}{d} = ( 32.5/4.0 ) = 8.12 \text{ ft}$$

$$\frac{d}{B} = ( 4.0/8.12 ) = 0.49$$

Longitud del canal L:

De la ecuación (8), se tiene que:

$$L = F ( V_{II}/V ) d = 1.53 ( 15 ) 4 = 91.8 \text{ ft}$$

por lo que las dimensiones mínimas del separador API son:

$$\text{Ancho (B)} = 8.12 \text{ ft}$$

$$\text{Profundidad (d)} = 4.00 \text{ ft}$$

$$\text{Largo (L)} = 92.0 \text{ ft}$$

## SEPARADOR DE PLACAS CORRUGADAS

La Heil Process Equipment Corp. en su catálogo E-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. Este nomograma toma en cuenta la diferencia de densidades entre el -- aceite y el agua, la temperatura y el tamaño mínimo de -- partícula que se desea separar. En base a experiencias -- previas recomiendan como regla general utilizar un diámetro de partícula igual a 60 micras, con lo cual se logra reducir el contenido de aceite a valores entre 50 y 150 - mg/l.

Para las condiciones en que  $T = 100^{\circ}\text{F}$  y  $\Delta\rho = 0.994 - 0.91 = 0.084$ , del nomograma de referencia y para el diámetro de -- partícula (60 micras) la capacidad de los paquetes es:

$$\text{Capacidad} = 85 \text{ GPM/Paquete}$$

Cantidad de paquetes requeridos:

$$\begin{aligned} \text{Paquetes} &= \frac{\text{flujo total}}{\text{flujo/paquete}} \\ &= \frac{730}{85} = 8.58 \text{ aprox. } 9.0 \end{aligned}$$

Considerando el arreglo de instalar 2 paquetes por cada celda, el número de celdas requeridas es:

$$\text{Número de celdas} = \frac{9}{2} = 4.5 \text{ aprox. } 5.0$$

SISTEMA DE FANGOS ACTIVADOS

Datos:

FLUJO .....  $F_A = 25,000$  BPD (730 GPM)

DBO<sub>5</sub> EN EL IMPLENTE .....  $C_A = 270$  mg/l

DBO<sub>5</sub> EN EL EFLUENTE .....  $C_C = 27$  mg/l

CONC. DE SOLIDOS EN EL AERADOR .....  $X_2 = 3000$  mg/l

DBO ASOCIADA CON SOLIDOS ..... 0.1 mg DBO/mg

a. Cantidad de DBO removida:

$$DBO_{remov.} = F_A(C_A - C_C)$$

$$C_C = DBO_{total} - DBO_{asociada\ con\ los\ s\u00f3lidos\ suspendidos}$$

$$DBO = 27 \times 0.1 = 2.7 \text{ mg/l de s\u00f3lidos}$$

$$C_C = 300 - (27 - 2.7) = 275.7 \text{ mg/l}$$

$$= 275.7 \text{ mg/l } \left( \frac{1 \text{ lb}}{454,000 \text{ mg}} \right) = 607 \times 10^{-6} \text{ lb/l}$$

$$FLUJO F_A = 730 \text{ GPM } \left( \frac{3.785 \text{ litros}}{1 \text{ gal\u00f3n}} \right) \left( \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr.}} \right) \left( \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ d\u00eda}} \right)$$

$$= 3.98 \times 10^6 \text{ litros/d\u00eda}$$

$$DBO_{remov.} = 2.42 \times 10^3 \text{ lb/d\u00eda}$$

b. Constante de remoci\u00f3n espec\u00edfica a  $T = 38^\circ\text{C}$ :

De la ecuaci\u00f3n (7)

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

se asumir\u00e1 un valor para theta de 1.056 por desconocer el valor experimental y de  $k_1 = 0.026$  a una temperatura de  $20^\circ\text{C}$

$$k_2 = 0.026 (1.056)^{38-20}$$

$$k_2 = 0.0693 \text{ d\u00eda}^{-1}$$

c. Relación de recirculación r:

Para definir la recirculación de los lodos concentrados del clarificador y el tiempo de residencia en el aereador se siguen dos criterios:

1. Remoción de sustrato requerida para cumplir con los límites establecidos por la SMDIS donde el tiempo de residencia se define a partir de la ecuación (6) como:

$$t_r = \frac{C_E - C_G}{K_Z \cdot k(C_G - C_N)}$$

2. Características de asentamiento óptimas donde el tiempo de residencia es definida por la ecuación (17'):

$$t = \frac{C_E}{K_Z (S_0/M)}$$

El mayor de estos dos tiempos es el que controlará el proceso y por lo tanto el que definirá el volumen del aereador.

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

$$F \cdot X_Z = F'X_C + F_R X_d$$

En la base de que la separación de sólidos en el clarificador sea 100% efectiva  $F'X_C = 0$ , y por lo tanto la cantidad total de lodos biológicos producidos en el proceso así como los contenidos en el influente deben ser eliminados a través de la purga, esto es:

$$F''X_d = X + F_A X_a$$

como  $F_R = rF_A$  y  $F = F_A (1 + r)$  substituyendo en:

$$F''X_Z = F_R X_d + F''X_d$$

se tiene que:

$$F_A (1 + r)K_Z = (rF_A)K_C + K + F_A K_A$$

$$r = \frac{(K_A - K_Z) + K}{(K_Z - K_C)} \dots\dots\dots (A)$$

Debido a que la producción de sólidos es definida por la ecuación (B) como:

$$K = a(C_B - C_C)F - bK_Z \cdot V$$

ya que se tiene que la cantidad de DBO alimentada al aereador está definida por:

$$C_B \cdot F = C_A F_A + C_C F_R$$

el clarificador suspende la aereación de la suspensión biológica y la remoción de DBO ya no se efectúa en su interior. -- 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 aereador  $C_C$ .

Substituyendo:

$$F_R = rF_A \quad \text{y} \quad F = F_A(1 + r)$$

$$\begin{aligned} C_B F_A(1 + r) &= C_A F_A + C_C(rF_A) \\ &= F_A (C_A + rC_C) \end{aligned}$$

de donde:

$$C_B = \frac{C_A + rC_C}{1 + r}$$

restando  $C_C$  en ambos miembros:

$$C_B - C_C = \frac{C_A + rC_C}{1 + r} - C_C$$

$$C_B - C_C = \frac{C_A - C_C}{1 + r} \dots\dots\dots (B)$$

La ecuación (B) permite expresar la reducción de sustratos en el aereador  $C_B - C_C$  en función de la concentración en la -

corriente del desecho influente la cual es una variable conocida.

Substituyendo  $F$  y  $(C_B - C_G)$  en la ecuación (8) se tiene -- que:

$$\begin{aligned}
 K &= a(C_B - C_G)F - bX_Z \cdot V \\
 &= a\left(\frac{C_A - C_G}{1+r}\right) F_A (1+r) - bX_Z \cdot V \\
 K &= a(C_A - C_G) F_A - bX_Z \cdot V \dots\dots\dots (C)
 \end{aligned}$$

Puesto que el volumen del aereador se define como:

$$V = F \cdot t = F_A(1+r) t$$

la ecuación (C) se modifica a:

$$\begin{aligned}
 K &= a(C_A - C_G) F_A - bX_Z \cdot F_A (1+r)t \\
 K &= a(C_A - C_G) - bX_Z(1+r)t \dots\dots\dots (D)
 \end{aligned}$$

Despejando  $K$  de la ecuación (A) y substituyéndola en la (D) se obtiene:

$$\begin{aligned}
 K &= r(X_Z - X_d) - (X_a - X_Z) \\
 r(X_Z - X_d) - (X_a - X_Z) &= a(C_A - C_G) - bX_Z(1+r)t \\
 r &= \frac{a(C_A - C_G) - bX_Z(1+r)t + (X_a - X_Z)}{X_Z - X_d} \dots\dots (E)
 \end{aligned}$$

Cabe hacer notar que en la ecuación anterior, el cociente de recirculación  $r$  es función del tiempo de residencia, el cual -- como se vió anteriormente, varía según sea la remoción de substrato o el asentamiento de los lodos el que controle el proceso.

Para los casos en que la remoción de sustrato controle el proceso, el tiempo de residencia está dado por:

$$t_r = \frac{C_B - C_D}{K_2 \cdot k(C_D - C_B)} = \frac{C_A - C_D / (1 + r)}{K_2 \cdot k(C_D - C_B)}$$

Substituyendo el tiempo en la ecuación (B) ésta se modifica a:

$$r = \frac{a(C_A - C_D) - b(C_A - C_D) / k(C_D - C_B) + (K_2 - K_1)}{K_2 - K_1}$$

Para los casos en que la sedimentación de los lodos controla el proceso, el tiempo de residencia está dado por:

$$t = \frac{C_B}{K_2 (A/N)} = \frac{(C_A + rC_D) / (1 + r)}{K_2 (A/N)}$$

Substituyendo el tiempo en la ecuación (B) y despejando r se tiene:

$$r = \frac{(K_2 - K_1) + a(C_A - C_D) (A/N) - bC_A}{(K_2 - K_1) (A/N) + bC_D}$$

1. Considerando que la velocidad de remoción de sustrato -- controla el proceso, se tiene de la ecuación (B):

$$r = \frac{a(C_A - C_D) - b(C_A - C_D) / k(C_D - C_B) + (K_2 - K_1)}{K_2 - K_1}$$

substituyendo:

$$\begin{aligned} &= \frac{0.54(270 - 24.3) - 0.054(270 - 24.3) / 0.0593(24.3) - 3,000}{3,000 - 10,000} \\ &= \frac{132.6 - 7.5758 - 3,000}{-7,000} = 0.4108 \end{aligned}$$

2. Considerando que la sedimentación de los lodos controla:

$$r = \frac{(K_2 - K_1) + a(C_A - C_D) (A/N) - bC_A}{(K_2 - K_1) (A/N) + bC_D}$$



$$= \frac{(0 - 3,000) + 0.54(270 - 24.3) (0.5)^* - 0.054(270)}{(3,000 - 10,000)0.5 + 0.054(24.3)}$$

$$= \frac{- 1433.6 - 14.6}{- 3,500 + 1.31}$$

$$r = 0.414$$

d. DBO de la corriente alimentada al aerador:

1. Considerando que la velocidad de remoción de sustrato - controla el proceso:

$$C_B = \frac{C_A + rC_C}{1 + r} = \frac{270 + 0.4108 (24.3)}{1 + 0.4108}$$

$$C_B = 198.46 \text{ mg/l}$$

2. Considerando que la sedimentación de los lodos controla:

$$C_B = \frac{270 + 0.414 (24.3)}{1 + 0.414}$$

$$= 198.06 \text{ mg/l}$$

\* Valores seleccionados de acuerdo a experiencias anteriores.

e. Tiempo de residencia del aerador:

1. Considerando que la velocidad de remoción de sustrato - controla:

$$t_r = \frac{C_B - C_C}{x_z \cdot k_2(C_C - C_N)} = \frac{(198.46 - 24.3)}{3,000 \times 0.0693 (24.3 - 0)}$$

$$t_r = 0.034 \text{ día}^{-1}$$

2. Considerando que la sedimentación de los lodos contra la:

$$t = \frac{C_B}{K_Z (A/M)} = \frac{198.06}{3,000 (0.5)}$$

$$t = 0.1320 \text{ día}^{-1}$$

Debido a que 0.1320 días es mayor que 0.034 días, el proceso se verá controlado por la sedimentación de los lodos, siendo el tiempo de residencia del aereador:

$$t = 0.1320 \text{ días} = 3 \text{ horas}$$

La carga orgánica real (A/M) está dada por la ecuación - (17):

$$\begin{aligned} \frac{A}{M} &= \frac{C_B}{K_Z \cdot t} \\ &= (198.06)/3,000 \times 0.132 \\ &= 0.5002 \end{aligned}$$

Por lo tanto el valor obtenido cae dentro del valor supuesto.

f. Volumen y Area del aereador:

$$\begin{aligned} V &= F_A(1+r)t = 1.05 \times 10^6(1+0.414)(0.1320) \\ &= 196,000 \text{ galones} = 26,201 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

El tiempo de residencia basado en el flujo de la corriente alimentada es:

$$t = V/F_A = \frac{196,000}{730} = 4.4 \text{ horas}$$

$$V = A \cdot h ; A = V/h$$

Para los aereadores mecánicos de superficie que se utilizan comúnmente en los sistemas de lodos activados, la profundidad óptima varía entre 12 y 16 ft para que tanto la aereación como el mezclado de la suspensión sean efectivos.

$$A = \frac{26,201}{14} = 1,872 \text{ ft}^2$$

g. Flujo de la purga de lodos:

$$F'' = \frac{K + F_A' X_a}{X_d} = \frac{898 + 0}{0.0834} = 10,771 \frac{\text{gal}}{\text{día}} = 7.5 \text{ GPM}$$

$$X_d = 10,000 \text{ mg/l} = 0.0834 \frac{\text{lb}}{\text{gal}}$$

h. Recirculación de lodos:

$$F_R = rF_A = 0.414 (730) = 302.2 \text{ GPM}$$

i. Efluente final del clarificador:

$$F' = F_A - F'' = 730 - 7.5 \\ = 722.5 \text{ GPM}$$

j. Consumo de oxígeno:

De la ecuación (14)

$$O_2 = a'(C_B - C_C)F + b'X_z \cdot V$$

$$\text{pero } F = F_A(1 + r) \text{ y } C_B - C_C = \frac{C_A - C_C}{1 + r}$$

substituyendo:

$$O_2 = a' \left( \frac{C_A - C_C}{1 + r} \right) F_A (1 + r) + b'X_z \cdot V$$

$$= 0.6(198.06 - 24.3)3.98 \times 10^6 + 0.08(3,000 \times 741,860)$$

$$O_2 = 5.93 \times 10^8 \text{ mg/día} = 1,306.1 \text{ lb/día}$$

k. Transferencia de oxígeno a las condiciones de operación:

$$N = N_0 \frac{\beta C_{sw} - C_L}{C_s} \alpha \frac{P_w}{P_s} \theta^{(T_w - T_s)}$$

$$N_0 = 3.0 \text{ lb } O_2/\text{hp-hr}$$

$$\alpha = 0.8$$

$$\beta = 0.9$$

$$C_{sw} = 7.1 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{ a } 38^\circ\text{C y 1 atm}$$

$$P_w = 29.58 \text{ inches H}_g$$

$$P_s = 29.92 \text{ inches H}_g$$

$$C_L = 3.0 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

$$N = 3 \left( \frac{0.9 \times 7.1 - 3.0}{9.2} \right) 0.8 \left( \frac{29.58}{29.92} \right) (1.024) 18$$

$$= 1.34 \text{ lb } O_2/\text{hp-hr}$$

$$N = 32 \text{ lb } O_2/\text{hp-día}$$

l. Potencia total requerida:

$$\text{Potencia} = \frac{O_2}{N} = \frac{3.0}{32} 93.8 \text{ hp}$$

m. Cantidad de nutrientes requeridos:

$$\text{Nitrógeno} = 0.12 K + 1.0 \text{ mg/l } F_A$$

$$F_A = 3.98 \times 10^6 \text{ litros/día}$$

$$1.0 \text{ mg/l} = 2.2026 \times 10^{-6} \text{ lb/l}$$

$$\text{Nitrógeno} = 0.12 (898) + 3.98 \times 2.2026$$

$$= 107.76 + 8.76$$

$$= 116.52 \text{ lb/día}$$

$$\text{Fósforo} = 0.02 K + 0.5 \text{ mg/l } F_A$$

$$= 0.02 (898) + 0.5 (3.98 \times 10^6/454,000)$$

$$= 17.96 + 4.38$$

$$= 22.34 \text{ lb/día}$$

n. Diseño del Clarificador:

El objetivo principal del diseño de los clarificadores es obtener el área transversal de clarificación requerida. Esta área es función de 2 características de los lodos biológicos: la velocidad de asentamiento  $v$  y el espesamiento de los lodos que es una función del índice volumétrico  $I_v$ . Cada una de estas dos características determina una cierta área de clarificación, la mayor de las cuales se selecciona para diseño.

Datos Experimentales de Asentamiento de los lodos:

Concentración de lodos (mg/l)	$v$ (ft/hr)	$F_s$ (lb/hr-ft <sup>2</sup> )
1,000	12.0	0.75
2,000	9.0	1.12
3,000	3.8	0.71
4,000	1.8	0.45
5,000	1.0	0.31
6,000	0.6	0.24
7,000	0.4	0.18
8,000	0.3	0.15

Cálculo del flujo de sólidos:

$$F_s = C_1 \cdot V$$

Graficando los valores obtenidos de  $F_s$  contra  $C_1$  resulta la curva mostrada a continuación. Trazando una tangente a la curva desde el valor de concentración de lodos en el fondo del clarificador (10,000 mg/l) se encuentra el valor de diseño  $F_s$  en el punto de intersección con el eje de las ordenadas.

$$F_s = 0.59 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2\text{-hr}}$$

Area del clarificador:

$$A = F/Q_v = F_A(1 + r)/Q_v$$

donde:

$F$  = flujo del efluente del aerador

$Q_v$  = carga sobre el vertedero dada por:

$$Q_v = 180 ( v \cdot F_c )$$

$F_c$  = factor de corrección por turbulencia y sobrecarga, varía de 0.5 a 0.7

$v$  = velocidad de asentamiento correspondiente al valor de concentración de los lodos en el aerador o sea 3,000 mg/l. De la gráfica de  $v$  contra  $C_1$  le corresponde un valor de 4.0 ft/hr.

Substituyendo:

$$Q_v = 180 (4.0)0.6$$

$$= 432 \text{ galones/ft}^2\text{día}$$

$$A = \frac{730 (1 + 0.414) (60 \times 24)}{432} = 3,441 \text{ ft}^2$$

$$A = (F + F_R) X_z / F_s$$

$$F = F_A (1 + r) = 730 \text{ GPM} (1 + 0.414) = 1,032.22 \text{ GPM}$$

$$F_R = rF_A = 0.414(730) = 302.2 \text{ GPM}$$

$$F + F_R = 1,032.22 + 302.2 = 1,334.42 \text{ GPM} = 10,697 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$X_z = 3,000 \text{ mg/l} = 0.1871 \text{ lb/ft}^3$$

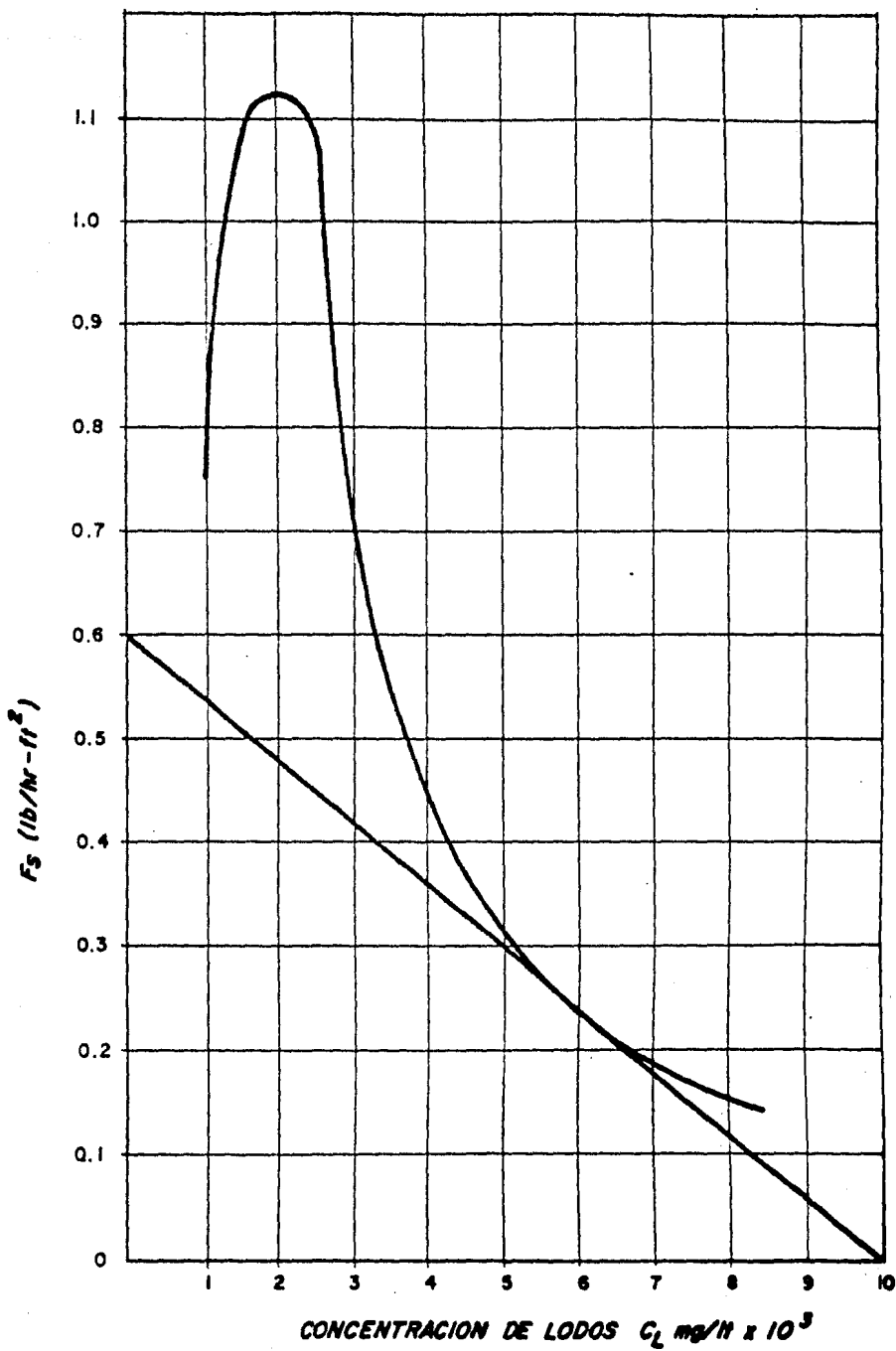
$$F_s = 0.59 \text{ lb/hr-ft}^2$$

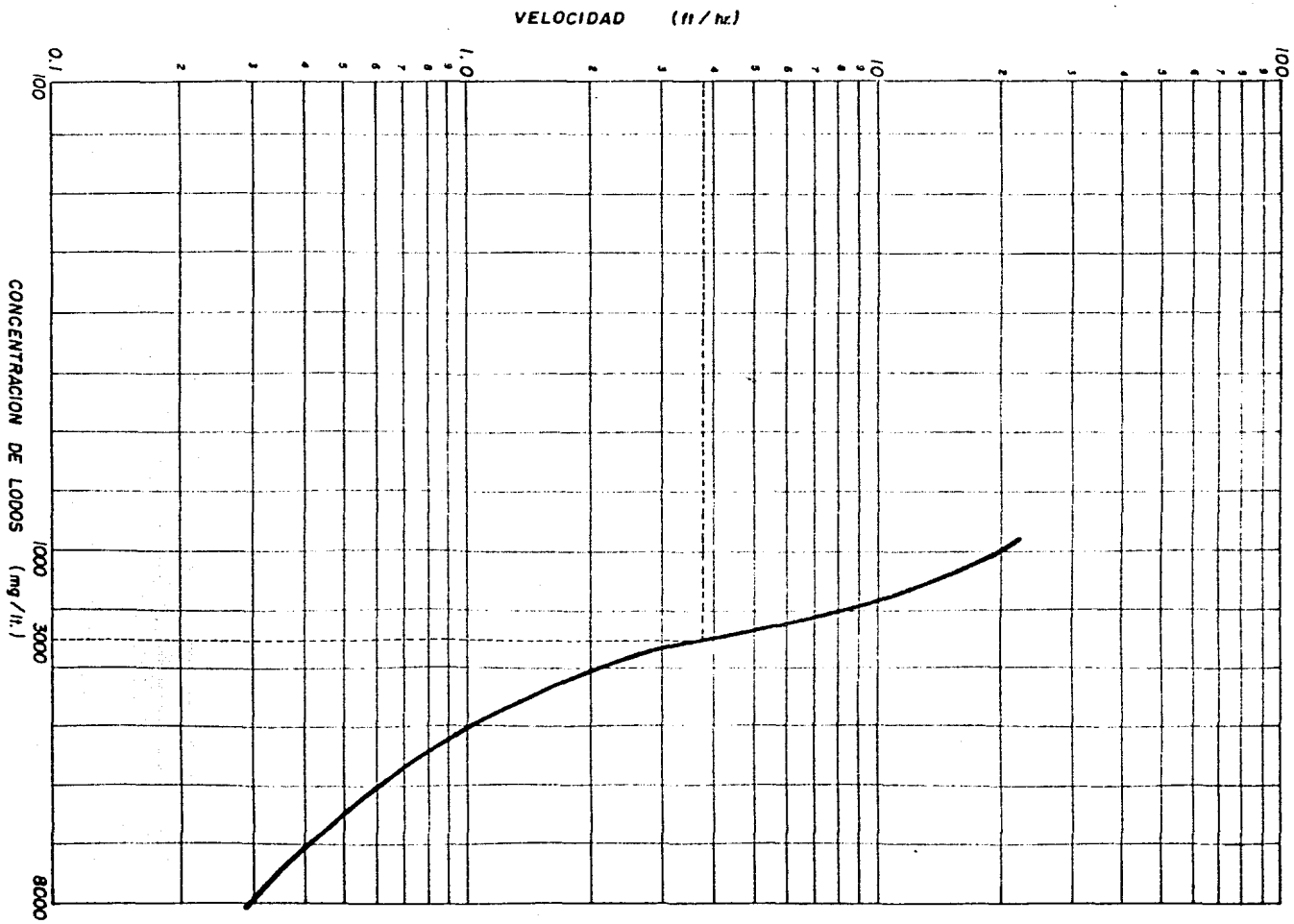
substituyendo valores:

$$A = \frac{(10,697)0.1871}{0.59} = 3,392.21 \text{ ft}^2$$

Debido a que 3,441 es mayor que 3,392 el asentamiento de los lodos controla el diseño.

$$A_{\text{requerida}} = 3,441 \text{ ft}^2$$







LAGUNA DE ESTABILIZACION

Datos:

FLUJO .....  $F_A = 25,000 \text{ EPD (730 GPM)}$

$\text{DEC}_5$  EN EL INFLUENTE .....  $27 \text{ mg/l}$

$\text{DBO}_5$  EN EL EFLUENTE .....  $20 \text{ mg/l}$

TEMPERATURA .....  $T = 38^\circ\text{C} = 100.4^\circ\text{F}$

a. Tiempo de retención:

$$t_r = \frac{E_f}{(100 - E_f)K}$$

donde:

$E_f = \% \text{ de eliminación deseada} = 74\%$

$K = \text{constante de velocidad de reacción} = 1.33 \text{ día}^{-1}$

$$t_r = \frac{74}{(100 - 74)1.33} = 2 \text{ días}$$

b. Area superficial de la laguna:

$$S = \frac{F_A \cdot t_r}{d}$$

donde:

$F_A = \text{flujo en ft}^3/\text{día}$

$t_r = \text{tiempo de retención en días}$

$d = \text{profundidad recomendada de 5 a 7 ft}$

substituyendo:

$$S = \frac{(140,440)2}{6} = 46,813 \text{ ft}^2$$

c. Volumen de la laguna:

$$V = F_A \cdot t_r = (140,440)2 = 280,880 \text{ ft}^3$$

d. Largo y ancho de la laguna:

$$LT = \frac{(4RS - 6R(AD)^2 + 2(AD)^2 + AD(1 + R))}{2R}$$

donde:

LT = largo de la laguna

R = relación entre largo y ancho constante, 0.5

S = área superficial

A = talud = 2

D = profundidad

LE = ancho de la laguna

substituyendo valores:

$$LT = \frac{(4 \times 0.5 \times 46813 - 6 \times 0.5 (2 \times 6)^2 + 2(2 \times 6)^2)^{1/2} + 12(1+0.5)}{2(0.5)}$$

$$= \frac{(93,626 - 432 + 288)^{1/2} + 18}{1.0}$$

$$= 323.7 \text{ ft}$$

$$LB = (LT)R$$

$$= (323.7) 0.5$$

$$= 161.85 \text{ ft}$$

---

---

## **CAPITULO 5. ESTIMACION DE COSTOS**

**A).- Índice de tiempo**

**B).- Método de Porcentajes**

**C).- Cálculo de Costos y Gastos de Operación**

## ESTIMACION DE COSTOS

El análisis económico efectúa siempre un balance entre el capital invertido y el retorno del mismo en un lapso determinado de tiempo, tomando en cuenta la depreciación -- por el empleo continuo del equipo y la utilidad económica que reporta el mismo. Este mecanismo técnico-financiero -- se denomina amortización y es el factor principal que condiciona una inversión.

En el caso particular de una planta de tratamiento de --- desechos industriales deben considerarse varios factores, entre ellos el hecho de si el efluente va a ser tratado - únicamente para cumplir con las leyes anti-contaminación- o también va a reutilizarse en el proceso.

Antes que nada es necesario explicar los métodos para el monto de la inversión para tener una estimación u orden - de magnitud del costo de adquisición o instalación del -- equipo necesario para el proyecto. Estos métodos están ba sados en el uso de factores e información obtenidos de la literatura, datos que frecuentemente se actualizan median te el uso de índices.

Cuando se dispone de información del costo de un equipo - en un año determinado y se requiere el costo actual, se - utiliza el índice de incremento de costo con respecto al- tiempo o índice de costo.

A).- Índice de tiempo.- Los índices de costo se publican- mensualmente en diferentes revistas y publicaciones y se- utilizan de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$C_1 = C_2 \frac{I_1}{I_2}$$

donde:

$C_1$  = costo de equipo para el año en que se quiere cono--  
cer

$C_2$  = costo de equipo en el año de referencia

$I_1$  = Índice para el año en que se requiere conocer

$I_2$  = Índice para el año de referencia

B).- Método de Porcentajes.- En este método se calcula primero el costo del equipo instalado y en base a éste se calculan los demás renglones de la inversión en forma de porcentajes; a continuación se muestra una tabla que ilustra este método de cálculo dando un rango de porcentaje para cada renglón de la inversión:

Costo de adquisición del equipo		A
Costo de equipo instalado (1.43 A)		B
Tubería de proceso		C
Tipo de planta	% de B	
sólidos	7 - 10	
sólidos-fluídos	10 - 30	
fluídos	30 - 60	
Instrumentación		D
cantidad de control	% de B	
ninguno	3 - 5	
regular	5 - 12	
extenso	12 - 20	
Edificios y Desarrollo del terreno		E
Tipo de planta	% de B	
exterior	10 - 30	
ext. - int.	20 - 60	
interior	60 - 100	
Servicios (vapor, agua, subestación)		F
extensión	% de B	
adiciones menores	0 - 5	
adiciones mayores	5 - 25	
facilidades nuevas	25 - 100	
existentes	0 - 0	
Tuberías exteriores		G
longitud promedio	% de B	

	corta	0 - 5	
	intermedia	5 - 15	
	larga	15 - 25	
Total costo físico de la planta			H
	suma de B + C + D + E + F + G		
Ingeniería y Construcción			I
	complejidad	% de H	
	simple	20 - 35	
	difícil	35 - 60	
Imprevistos			J.
	tipo de proceso	% de H	
	firme	10 - 20	
	sujeto a cambio	20 - 30	
	especulativo	30 - 50	
Factor de tamaño			K
	tamaño de planta	% de H	
	grande	0 - 5	
	pequeña	5 - 15	
	unidad experimental	15 - 35	
Costo total de la planta			L
	suma de H + I + J + K		

Cálculo detallado.- Este método es el más exacto, ya que se debe diseñar completamente el equipo y se determina su costo por cotización, se hace el diseño completo de la planta, se obtienen planos detallados de edificios, tuberías, instalación eléctrica, servicios, etc. y se obtiene asimismo el costo por cotización. Adicionalmente en base a los planos anteriores se obtiene el costo por ingeniería y construcción; en este caso los imprevistos representan del 10 al 15% de la inversión dependiendo del tamaño de la planta.

Este método se utiliza solamente para determinar la inversión exacta de un proyecto ya aprobado y en vías de realización.

## CALCULO DE COSTOS Y GASTOS DE OPERACION

Para continuar con la evaluación del proyecto, se requiere calcular o estimar los costos y gastos de operación. Los siguientes costos son los más importantes:

### COSTO DE MATERIAS PRIMAS

El costo de materias primas se debe determinar pidiendo cotizaciones del costo de cada materia prima a cuando menos 3 posibles proveedores, debiendo utilizarse el precio promedio. De la información detallada obtenida en la evaluación de tecnología se deberán conocer los rendimientos específicos de cada una de las materias primas por unidad de capacidad instalada. Para determinar el costo total de materias primas se multiplicará el requerimiento unitario de cada una de ellas por su costo y por el número de unidades que serán producidas por año, siendo la suma del costo de las distintas materias primas el costo total de materias primas.

### SERVICIOS

Los requerimientos de servicios debe ser información obtenida en la fase de evaluación de tecnología, debiendo conocerse qué cantidad de vapor, agua de enfriamiento, energía eléctrica, aire, combustibles, etc. se requiere. El siguiente paso será determinar ó estimar el costo de cada uno de los servicios; este costo debe incluir la energía necesaria para producirlo, así como todos los gastos de operación necesarios tales como mantenimiento, seguros, etc. y asimismo deberán incluir la depreciación del equipo.

### MANO DE OBRA

Asimismo se deben conocer los requerimientos específicos de operadores y ayudantes que se requieren para la operación de la planta en cada turno, así como el número de turnos que será necesario para operarla. El siguiente paso es el obtener los niveles de salarios promedio que se pagan por-

cada puesto en la zona donde va a ser instalada la planta, debiendo estimarse el salario promedio que se paga por cada puesto, multiplicarlo por el número de personas en cada puesto y sumar el total por todos los puestos para conocer el costo total de mano de obra por año de operación. Adicionalmente, deberá tomarse en cuenta el pago de las diversas prestaciones que marca la Ley Federal del Trabajo, tales como gratificación anual, vacaciones, uniformes, equipo de seguridad, servicios de comedor, etc., los cuales representan entre el 30 y 50% del total de salarios, debiendo añadirse al costo obtenido anteriormente para conocer el costo total de mano de obra, incluyendo prestaciones.

#### SUPERVISION

En este punto ya deberá estar determinado el número de supervisores que serán necesarios para la operación de la planta, debiendo estimarse cuál será su sueldo mensual, también a partir de estimaciones promedio de la zona donde se vaya a construir la planta. No debe olvidarse que también se deberá añadir un porcentaje similar al indicado en el párrafo anterior por las prestaciones de Ley. Al multiplicar el sueldo mensual por 12 y por el número de supervisores, así como por el factor de porcentaje de prestaciones, se obtendrá el costo total de supervisión directa.

#### MANTENIMIENTO

El mantenimiento debe incluir materiales necesarios así como mano de obra y herramientas. El costo anual de mantenimiento varía entre el 2 y el 8% de la inversión total fija en la planta, por lo que estimando un porcentaje, puede obtenerse el costo anual.

#### DEPRECIACION

Este renglón debe calcularse por el método de línea directa y en los términos que fijan las leyes de la Secretaría de Hacienda y Crédito Público.



INVERSION TOTAL

Costo del Equipo:

<u>CONCEPTO</u>	<u>CANTIDAD</u>
Cárcamo Agua de desecho	2
Compuerta	8
Rejilla fija	6
Tanque Desarenador	1
Tanque de Aereación	1
Aereador	2
Tanque Clarificador	1
Boca toma	3
Parshall	1
Difusor	5
Desnatador	1
Puente	3
Paquetes de placas corrugadas	15
Bomba de aceite recuperado	2
Bomba de lodos de desecho	6
Bomba de lodos recirculados	2
Costo total del Equipo:	<u>30'744,979.40 M.M.</u>

Cálculo de Costos directos:

Equipo comprado y entregado en la planta	30'744,979.40
Costo de instalación del equipo (47% del costo total del equipo)	14'450,140.32
Costo de instrumentación y control (instalado) (18% del costo total del equipo)	5'534,096.29
Costo de tubería instalada (66% del costo total del equipo)	20'291,686.40

Costo del material eléctrico instalado (11% del costo total del equipo)	3'381,947.73
Costo de la obra civil	30'744,979.40
Costo del terreno (6% del costo total del equipo)	<u>1'844,698.76</u>
TOTAL DE GASTOS DIRECTOS .....	\$ <u>106'992,528.30</u>

Cálculo de Costos indirectos:

Costo de ingeniería y supervisión (33% del costo total del equipo)	10'145,843.20
Costo del personal durante la construcción (41% del costo total del equipo)	<u>12'605,441.55</u>
TOTAL DE GASTOS INDIRECTOS	<u>22'751,284.75</u>

Total de costos directos e indirectos:

	129'743,813.15
Costos por contingencias (10% costos directos e indirectos)	12'974,381.31
<u>Capital fijo invertido</u> (costos directos + costos indirectos + costos por contingen cias)	142'718,194.46
<u>Capital de trabajo</u> (15% del total del ca pital invertido)	<u>21'407,729.-6</u>
TOTAL DEL CAPITAL INVERTIDO ..	<u>164'125,923.66</u>

Cargos por consumo de energía eléctrica:

Motores	Potencia H.P.	Hrs. trabajo/día	Consumo
Lodos de desecho	10	12	89.52
Lodos recirculados	10	12	89.52
Aceite recuperado	10	12	89.52



recta

$$= 327,405.00 + 2.580,000.00$$

$$= \$ \underline{2'907,405.00}$$

SUBTOTAL = Mantto. + Mano de obra + Costo por consumo de E. E.

$$= 0 + 2.907,405.00 + 601,216.32$$

$$= \underline{3'508,621.32}$$

Gastos directos = 1.453,702.50 + 105,258.65

$$= \underline{1'558,961.15}$$

#### COSTOS DE PRODUCCION

Energía eléctrica .....	0	601,216.32
Mano de obra directa .....		327,405.00
Mano de obra indirecta .....		2'580,000.00
Gastos directos .....		1'558,961.15
Gastos indirectos .....		<u>958,234.95</u>
		<u>6'025,817.42</u>

#### AMORTIZACION

Es el 10% de la inversión:

$$\text{Amortización/año} = 0.10 ( 164.125,923.66 )$$

$$= \underline{\$16'412,592.36} \text{ anual}$$

#### COSTO TOTAL DE PRODUCCION

Es la suma de la amortización y los costos de producción: ..... \$22'438,409.78

## CAPITULO 6. CONCLUSIONES

## CONCLUSIONES

Es evidente que en la actualidad a nivel mundial se afrontan una serie de problemas derivados del proceso industrial y del crecimiento demográfico desequilibrado dando como resultado la aparición de grandes núcleos de población.

Nuestro país no es la excepción, pues en los últimos años se ha agudizado el problema de la contaminación sistemática de los --- cuerpos y corrientes de agua receptoras como son: ríos, lagunas y mares, a tal grado que en el año de 1976 se aprobó una Ley con carácter federal que dió las pautas a seguir en lo referente a la prevención y control de la contaminación de aguas residuales.

Sobre este tema se ha especulado mucho, pero pienso que no se le ha dado la debida importancia por varias razones; entre las cuales se pueden mencionar:

- la apatía y negligencia de las autoridades gubernamentales.
- el alto costo que implica realizar este tipo de obras.
- la deficiente preparación de técnicos en la materia.

Menciono estas razones porque creo necesario hacer hincapié en que en este problema nos vemos involucrados todos. Por ejemplo, la irresponsabilidad por parte de los industriales tanto del sector público como privado que no se han preocupado por mantener sus instalaciones en óptimas condiciones han propiciado que en diversas zonas del país se tengan serios problemas de contaminación.

Con respecto al alto costo que implica el utilizar dispositivos-anticontaminantes, podemos decir que no se deben escatimar esfuerzos tanto a nivel directivo como técnico. Para evitar esto, -- debemos tener presente que 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.

Por último, en lo concerniente a la preparación de técnicos en la materia, cabe añadir que una seria deficiencia que encontramos en México es la falta de orientación multidisciplinaria que permita preparar elementos académicos de alto nivel, capacitados para dirigir y trabajar proyectos de evaluación ambiental y otros que requieran justamente de esta orientación. En este momento no existe un posgrado realmente multidisciplinario en nuestro país.

De aquí que este trabajo vaya enfocado a las generaciones presentes y futuras que de una u otra forma tienen el deber de preservar los recursos naturales, incluidos el aire, el agua, el suelo, la flora y la fauna, mediante una cuidadosa planificación de los mismos.

Para finalizar, diremos que en el presente estudio se mencionan sólo algunos de los métodos ya existentes que no son los únicos establecidos, pero sí son de los más efectivos aunque 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.

## BIBLIOGRAFIA



BIBLIOGRAFIA

AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE

Manual on Disposal of Refinery Wastes. Vols. I & II

API

Washington, D.C. 1969

ARMSTRONG, Neal E.

Effects of Waste Water on the Aquatic Environment. Advance  
water Pollution Control Conference.

The University of Texas at Austin

February 25, 1980

INSTITUTO MEXICANO DE INGENIEROS QUIMICOS

Técnicas de muestreo para la determinación de contaminantes  
en el agua.

Marzo, 1975

PETROLEOS MEXICANOS

Revista " El Petróleo "

Marzo, 1975

PETERS, S. Max.

Plant Design and Economics for Chemical Engineers.

Mc Graw Hill Book Company Inc. 2nd. Edition

New York, USA 1968

SECRETARIA DE AGRICULTURA Y RECURSOS HIDRAULICOS

Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación  
de Aguas.

Marzo 29, 1973