

3 $\frac{0}{11}$

PARTIE
DE

AQUAS

RESIDUALES



TABLE III
STRENGTH VALUES FOR FOOD PROCESSING INDUSTRY*
WASTEWATER SERVICE CHARGE

INDUSTRY DESCRIPTION	NO. OF SAMPLES	WASTE CHARACTERISTICS in mg/l		
		SUSPENDED SOLIDS	BIOCHEMICAL OXYGEN DEMAND	CHEMICAL OXYGEN DEMAND (Filtered)
Meat Products Processing	15	846	848	2,251
Slaughterhouses	22	1,367	1,420	1,150
Dairy Products	23	445	1,127	3,536
Canned & Preserved Fruits and Vegetables	33	306	537	1,309
Grain Mill Products	18	1,406	978	721
Bakery Products	17	620	688	3,457
Bakeries (Bread only---Sanitary Wastewater Only)	30	200	200	200
Sugar Processing	8	274	395	999
Beverages	26	140	319	383
Misc. Food	16	563	2,961	4,354

* Samples taken from industries within Special District No. 1.

CARACTERISTICS OF Fe-BLAST FURNACE PLANT WASTES.

NET PLANT RAW WASTE LOADS .

CHARACTERISTICS	PLANTS			
	L	M	N	O
Flow , l/kg	22500	8050	14000	13000
Ammonia , mg/l	1.41	3.91	9.75	12.3
Cyanide , mg/l	1.44	0.858	-0.241	-0.231
Phenol , mg/l	0.578	-0.643	0.530	0.0853
Suspended Solids , mg/l	1720	651	307	1170
Fluoride , mg /l	0.454	0.044	2.16	-2.59
Sulfide , mg/l	4.34	38.8	0.448	-1.14

CARACTERISTICS OF Fe-BLAST FURNACE PLANT WASTES:

NET PLANT RAW WASTE LOADS

CHARACTERISTICS	PLANTS			
	L	M	N	O
Flow , l/kg	22500	8050	14000	13000
Ammonia , mg/l	1.41	3.91	9.75	12.3
Cyanide , mg/l	1.44	0.858	-0.241	- 0.231
Phenol , mg/l	0.578	-0.643	0.530	0.0853
Suspended Solids , mg/l	1720	651	307	1170
Fluoride , mg /l	0.454	0.044	2.16	- 2.59
Sulfide , mg/l	4.34	38.8	0.448	- 1.14

WASTEWATER TREATMENT PRACTICES OF PLANTS VISITED IN STUDY.

PLANT

PRACTICE

I. Coke Making

By-Product

- A Waste ammonia liquor, light oil wastewaters and final cooler wastewaters treated via ammonia stripping and solvent recovery.
- B Waste ammonia liquor treated via activated sludge aeration system and clarification, followed by discharge to receiving stream. Final cooler and benzol plant wastewaters sent to coke quenching for complete evaporation.
- C Waste ammonia liquor treated via solvent recovery, ammonia stripping, and settling followed by discharge to sanitary authority. Final cooler and light oil wastewaters sent to coke quenching for complete evaporation.
- D Waste ammonia liquor treated via defarring, solvent recovery, and ammonia stripping, followed by discharge to receiving stream. Once-through final cooler (indirect cooling) waste-waters discharged directly without treatment.

BY PRODUCT COKE OPERATIONS

EFFLUENT LIMITATIONS

Waste ammonia liquor	104 l/kg	25 gal/ton
Steam condensate , lime slurry	75 l/kg	18 gal/ton
Benzol plant wastes	125 l/kg	30 gal/ton
Final cooler blowdown	84 l/kg	20 gal/ton
Barometric condenser effluent	342 l/kg	82 gal/ton
TOTAL	730 l/kg	175 gal/ton

COKE MAKING-BY-PRODUCT OPERATION

PARAMETERS

Acidity (Free and Total)

Alkalinity (Pht. and M.O.)

* Ammonia

Beryllium

BOD 5

Chloride

COD

Color

* Cyanide , Total

Dissolved Solids

* Flow

Heat

Mercury

Nitrogen , Kjeldahl

* Oil and Grease

* pH

* Phenol

Sulfate

* Sulfide

* Suspended Solids

Thiocyanate

TOC

Total Solids

Turbidity

T.O.N.

SINTERING OPERATION

PARAMETERS

Acidity (Free and Total)

Alkalinity (Pht. and M.O.)

Aluminium

Beryllium

Chloride

COD

Color

Dissolved Solids

* Flow

Fluoride

Hardness , Total

Heat

Iron , Total

Manganese

Mercury

* Oil and Grease

* pH

Phosphorus , Total

Potassium

Sodium

Sulfate

* Sulfide

* Suspended Solids

TOC

Total Solids

T.O.N.

* Indicates parameters on which standard raw waste load
was developed .

CHARACTERISTICS OF
SINTERING PLANT WASTES
NET PLANT RAW WASTE LOADS

<u>CHARACTERISTICS</u>	<u>PLANTS</u>	
	<u>H</u>	<u>J</u>
Flow , l/kg	434	1420
Suspended Solids , mg/l	4340	18500
Oil and Grease , mg/l	504	457
Fluoride , mg/l	0.644	-14.9
Sulfide , mg/l	188	64.4

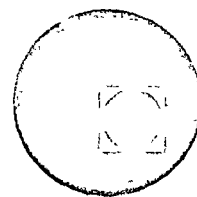
CHARACTERISTICS OF
SINTERING PLANT WASTES
NET PLANT RAW WASTE LOADS

<u>CHARACTERISTICS</u>	<u>PLANTS</u>	
	<u>H</u>	<u>J</u>
Flow , l/kg	434	1420
Suspended Solids , mg/l	4340	19500
Oil and Grease , mg/l	504	457
Fluoride , mg/l	0.644	-14.9
Sulfide , mg/l	188	64.4





centro de educación continua
facultad de ingeniería, unam



TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

ING. JORGE TRIVIÑO

PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

Por Ing. Jorge E. Triviño M. +

I. INTRODUCCION

El profesor Gloyna define la polución como "una descarga en el agua que impone un costo exterior a los consumidores subsecuentes", o como una descarga que interfiere con el aprovechamiento óptimo de los recursos de agua.

La contaminación y la polución no son las mismas en todas las fuentes receptoras. Cada una tiene un problema diferente ya que la causa de los cambios en su composición físico-química y biológica tienen orígenes diferentes. El desarrollo de las comunicaciones marítimas condujo al florecimiento de muchas ciudades localizadas en las costas, especialmente en el aspecto industrial, trayendo como consecuencia que las aguas superficiales y los océanos hayan sido también polucionados durante mucho tiempo sin habersele dado la importancia que esto representa. Sin embargo, el continuo crecimiento de los puertos y de las poblaciones a la orilla del mar están creando un problema considerable por la continua polución y contaminación de los litorales, especialmente cuando no se hace ningún tratamiento a las Aguas Residuales.

1.1 Efectos de la Contaminación y Polución

Una clasificación de los desechos residuales que causan polución y contaminación en las fuentes de agua superficial y subterránea la presenta el profesor Gloyna en términos generales así:

a) Conservativas y

b) No conservativas

Las primeras son los desechos no bio-degradables, o sea aquellas sustancias en las cuales no hay ninguna acción biológica

+ Consultor de la Oficina Sanitaria Panamericana (OPS/OMS)

para su destrucción o tratamiento por autopurificación de las fuentes receptoras. El grado de polución ocasionado por este tipo de impurezas depende en gran parte del volumen de agua que lleven los cursos de agua, es decir en el grado de dilución de la fuente. Sin embargo, la sedimentación y acumulación de la materia conservativa en los lechos de los ríos puede ocasionar una disminución de su cauce; por consiguiente representa un factor negativo en el transporté de los sedimentos así como una notable disminución en el valor comercial de los ríos, por cuanto se dificulta la navegación y puede llegar a obstruirla completamente. En el caso de la materia no conservativa o bio-degradable, esta puede ser transformada y destruida por acción biológica dentro de la misma masa líquida y por consiguiente su concentración y consecuente efecto de polución, cambia de acuerdo con la longitud y forma del recorrido de la fuente superficial y, el tiempo disponible para que actúen los organismos presentes en el agua en la transformación de éstas sustancias.

Por consiguiente al arrojar aguas residuales a los ríos, lagos quebradas, etc., el movimiento de los desechos es una función del transporte hidrodinámico y de las interacciones llevadas a cabo por la flora y fauna del agua con la materia que se encuentra tanto suspendida en el agua como sedimentada en el fondo de los cáuces.

La composición de las aguas residuales varía de un sitio a otro, de acuerdo con el carácter de las poblaciones que hacen la descarga, y con su grado de industrialización, y desarrollo. Se requiere por lo tanto estudiar en cada caso, la cantidad y composición de los desechos para poder determinar técnicamente el grado de polución y contaminación que pueden causar. Sin embargo, el contenido básico de la mayoría de nuestras poblaciones, exceptuando las grandes metrópolis, puede ser muy similar y por consi-

guiente los daños causados por la disposición en las fuentes superficiales pueden ser determinados con mayor exactitud.

Por otra parte, las propias características de las fuentes receptoras tales como el volumen y velocidad del agua; la pendiente de su cauce, etc., representan variables las cuales es necesario tenerlas en cuenta, para estudiar el comportamiento de la descarga de desechos y, el problema de esta disposición en relación con los servicios que la fuente pueda prestar aguas abajo.

Una forma de darnos cuenta y de poder apreciar la magnitud del daño que puede causar la disposición de las aguas transportadas por los alcantarillados de las poblaciones y ciudades en los ríos y océanos, son los motivos por los cuales se exige y se requiere el tratamiento de dichas aguas. El profesor Azevedo Netto presenta las siguientes razones para el tratamiento de las aguas residuales:

A.- Razones Higiénicas.

Sabemos que el hombre es uno de los mejores portadores de micro-organismos y bacterias los cuales son descargados del organismo por medio de excretas y de la orina. Siendo en su mayoría del tipo patógeno, son susceptibles de transmitir enfermedades por la descarga directa en los alcantarillados de las ciudades. Existe por tanto, el peligro inminente de contaminación de las aguas y la posibilidad de la transmisión de enfermedades a las poblaciones que hacen uso de estas aguas para abastecimiento humano, como sitios de recreo, en los cuales los bañistas pueden adquirir fácilmente algún tipo de enfermedad por el contacto directo con la fuente cuyo grado de autopurificación no se conoce.

B.- Razones Económicas.

Por ser las aguas superficiales, una de las fuentes de abaste-

cimiento vital para el progreso de una nación en su agricultura, industria, ganadería y salud de sus habitantes, así como riqueza económica para las poblaciones ribereñas que viven de los frutos obtenidos en los ríos y mares, principalmente la pesca y la caza, se requiere por consiguiente, mantener las aguas lo suficientemente purificadas para poder usarlas en sus diferentes destinos en la forma más adecuada, y en el grado de calidad y cantidad que estos lo requieran.

Un río altamente polucionado y contaminado representa un peligro para la vida acuática llegando a la destrucción total de todo tipo de peces y por lo tanto de su potencial económico, el cual es riqueza de las zonas ribereñas y representa una poderosa industria que incide en el desarrollo y progreso socio-económico de varios países. Asimismo, influye en el valor de la tierra, por cuanto el agua es un elemento indispensable no solamente para la navegación, sino también para la agricultura, y si aquella no se encuentra en la cantidad y calidad requerida, ocasionará perjuicios en las actividades agropecuarias y depreciará indirectamente el terreno por la falta de un adecuado suministro de agua.

C.- Razones Estéticas y de Confort.

Los alcantarillados provenientes de zonas altamente industrializadas y cuyos efluentes no han sido tratados previamente pueden ocasionar un alto grado de polución por el cambio de las características físicas y químicas de las aguas superficiales deteriorándolas hasta tal grado que presenten un mal aspecto físico, cambios en su color natural, desprendimiento de gases que ocasionan malos olores, estética indeseable por la presencia de materias suspendidas o disueltas, etc., todo lo cual representa grandes molestias para las poblaciones localizadas en sus cercanías. Asimismo, se destruyen los sitios de recreo y de otras comodidades que un río puede ofrecer al hombre para su bienestar.

D.- Razones Legales.

Como consecuencia de las anteriormente anotadas, se causan perjuicios en los derechos de los propietarios ribereños quienes legalmente tienen la potestad de usar el agua para su beneficio.

1.2 Control de la Contaminación del Agua

Durante el reciente Simposio Internacional sobre "Ambiente, Salud y Desarrollo" celebrado en México del 29 de julio al 2 de agosto de 1974, la Oficina Sanitaria Panamericana presentó a consideración de los países "Nuevos enfoques de control de la contaminación del agua en la América Latina", teniendo en cuenta las condiciones socio-económicas de los países desarrollados.

De acuerdo con lo que se expuso anteriormente sobre las principales razones para el tratamiento de las Aguas Residuales y los daños producidos por las aguas contaminadas, es necesario evaluar el valor económico y social de los mismos, así como el costo requerido para el mejoramiento y control de la calidad del agua según los usos que el recurso hídrico tenga actualmente o estén previstos para el futuro, "sea que están involucrados beneficios y daños resultantes a usos del agua o, a valores relacionados con el recurso que interesa preservar".

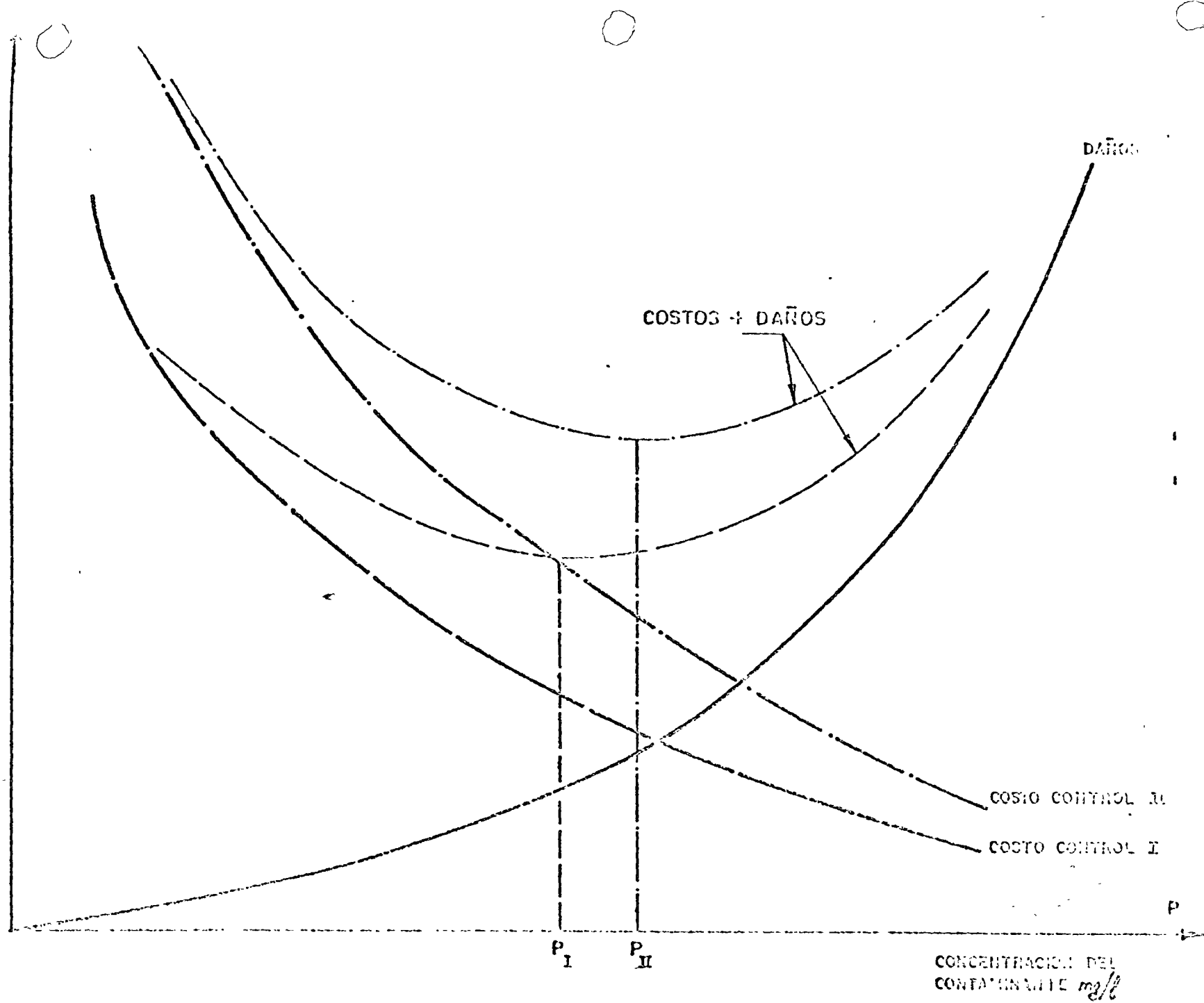
A manera de ilustración, se anexa^(I) el trabajo del Ingeniero Walter Castagnino, del Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria (CEPIS) de la Organización Panamericana de la Salud, el cual fue presentado en la citada reunión.

El enfoque propuesto, no busca eliminar o reducir indiscriminadamente las fuentes de polución, sino conseguir la minimización de la suma de daños más costos de control.^(Fig.1) Por consiguiente, las etapas de su aplicación serían las siguientes:

- 1.- "Reconocimiento del problema de polución por inda-

COSTOS/DAÑO

Fig. N°1



gación de usos del ambiente afectado".

- 2.- "Determinación de los daños a usos o valores afectados".
- 3.- "Caracterización de las fuentes de polución causantes de los daños".
- 4.- "Determinación de los costos de control tendientes a la reducción de los daños".
- 5.- "Estudio e implantación de programas de control tendientes a la minimización de la suma de daños más costos de control".

1.3 Características de las Aguas Residuales

Las aguas residuales municipales e industriales se analizan desde el punto de vista de sus características físicas, químicas y biológicas, y los principales parámetros que se determinan se presentan en el cuadro siguiente:

Parámetro

A.- FISICOS

Sólidos, temperatura, color y olor

B.- QUIMICOS

Orgánicos

Proteínas, carbohidratos, resinas, grasas, aceites, fenoles y pesticidas

Inorgánicos

p^H, cloruros, alcalinidad, nitrógeno, sulfuro, compuestos tóxicos y metales pesados

Gases

Oxígeno, ácido sulfídrico y metano

C.- BIOLOGICOS

Virus, bacterias, algas, protozoarios, plantas y animales

Los contaminantes en las aguas residuales son removidos también por medios Físicos, Químicos y Biológicos. Cuando en el tratamiento predominan las fuerzas físicas, se conocen como Operaciones Unitarias (Cribado, mezcla, floculación, sedimentación, flotación, elutriación, filtración al vacío, transferencia de calor y secado).

Cuando en el tratamiento se adicionan sustancias químicas, o se presenta actividad biológica, se conoce como Procesos Unitarios.

En los diferentes sistemas de tratamiento de los Residuos líquidos domésticos e industriales, se pueden presentar varias combinaciones de Operaciones Unitarias y de Procesos Unitarios, pero los principios fundamentales de su operación no cambian y éstos son los que se aplican en el diseño del tratamiento.

2.- PROCESOS PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

La determinación del sistema de tratamiento de las aguas residuales municipales e industriales depende de muchos factores de acuerdo con las características de los desechos, así como de la calidad deseable del efluente y de los costos de construcción, operación y mantenimiento de la planta.

La aplicación de los procesos y operaciones unitarias al

tratamiento se pueden clasificar en la siguiente forma:

(Cuadro No. 1)

- 2.1 Pretratamiento, el cual incluye: rejillas, desarenador, y separación de aceites y grasas. Se usan para la remoción de materia gruesa, flotante y en suspensión (algunos autores incluyen estos procesos dentro del tratamiento primario).
- 2.2 Primario, que comprende el uso de tanques de flotación, sedimentación, sépticos, Imhoff, neutralización y de homogeneización. Se usan en la remoción de materia sedimentable para suavizar el efecto de fluctuación de la calidad del agua, neutralizar las descargas ácidas o alcalinas, agregar nutrientes y preparar los desechos para tratamientos secundarios.
- 2.3 Secundario, mediante el uso de lodos activados, filtros rociadores, lagunas de oxidación, y sedimentación, para la remoción de materia fina suspendida; descomposición y estabilización de la materia orgánica por medio de procesos biológicos, reducción de la concentración de compuestos nitrogenados, y, uniformización de las cargas orgánicas para otros tratamientos subsecuentes.
- 2.4 Terciario, el cual puede estar conformado por algunos de los procesos siguientes: coagulación y sedimentación, filtración, absorción e intercambio iónico y desinfección. Se pueden también incorporar en los diseños, las técnicas de evaporación y condensación subsecuente, la ósmosis inversa, la destilación, extracción con solventes y, separación de espumas.

Mediante éste tratamiento se puede mejorar la eliminación o reducción del material disperso o particulado; eliminación del fósforo y del nitrógeno; eliminación de compuestos

SECUENCIA EN EL TRATAMIENTO DE LOS RESIDUOS LIQUIDOS

Cuadro N°1

1. Protratamiento

- 1.a Rejillas
- 1.b Desarenador
- 1.c Homogeneización y almacenamiento.
- 1.d Separación de aceites y grasas

2. Primario

- 2.a Neutralización (Q)
- 2.b Adición subst. químicas y floculación (Q).
- 2.c Flotación (F)
- 2.d Sedimentación (F)

3. Secundario

- 3.a Lodos activados (SOD)
- 3.b Lagunas anaeróbicas (SOD)
- 3.c Filtros rociadores (SOD)
- 3.d Lagunas aeradas (SOD)
- 3.e Lagunas de estabilización (SOD)
- 3.f Sedimentación (RSS)

4. Terciario

- 4.a Coagulación y sedimentación
- 4.b Filtración
- 4.c Adsorción (carbón)
- 4.d Intercambio iónico

5. Tratamiento de los lodos

- 5.a Digestión
- 5.b Filtración al vacío
- 5.c Centrifugación
- 5.d Lechos de secado o laguna
miento.

6. Disposición de los lodos

- 6.a Incineración
- 6.b Relleno del terreno
- 6.c Disposición en el mar

7. Disposición de los líquidos tratados

- 7.a Cuerpos receptores de agua
- 7.b Transporte y descarga con control
- 7.c Disposición en el mar
- 7.d Disposición superficial en la tierra (recarga de las aguas subterráneas)
- 7.e Inyección en pozos profundos
- 7.f Evaporación e incineración

Q = químico
F = Físico
SOD= sustancias orgánicas disueltas
RSS= remoción de sólidos suspendidos

orgánicos resistentes y de sustancias causantes de olores y sabores, para obtener efluentes de alta calidad.

2.5 Procesos Complementarios

- a) Tratamiento de los lodos, el cual puede ser por medio de: Digestión, filtración al vacío, centrifugación y lechos de secado o lagunamiento.

Tienen por objeto reducir el contenido de agua de los lodos provenientes de los procesos de tratamiento enunciados anteriormente, incluyendo sólidos flotantes, lodos químicos y excesos de materiales biológicos. Los excesos de lodos, especialmente los digeribles, pueden descargarse en lagunas o charcas profundas donde pueden descomponerse anaeróbicamente.

- b) Disposición de los lodos, los cuales, ya espesados, se transportan a lugares donde puedan emplearse como relleno o se incineran empleando métodos de combustión seca o húmeda.

- c) Disposición de los líquidos tratados.

Los efluentes de las plantas de tratamiento de aguas residuales pueden disponerse en alguna de las formas siguientes:

- 1.- En cuerpos receptores de agua
- 2.- En el mar
- 3.- Por riego superficial en la tierra
- 4.- Por inyección en pozos profundos.

Los procesos enunciados anteriormente, representan los sistemas de tratamiento usuales de las aguas residuales. Es impor-

tante tener en cuenta que para desarrollar criterios apropiados para el diseño de los sistemas de tratamiento, se debe hacer uso de los laboratorios de Ingeniería Sanitaria y de las plantas piloto, determinándose así, el grado más conveniente de tratabilidad de los desechos.

A continuación se describirán algunos de los procesos más importantes catalogados dentro del pretratamiento y el tratamiento primario ya que, los demás, serán discutidos en las siguientes conferencias del Curso.

En el estudio del tratamiento de las aguas de desecho, tanto municipales como de algunas industrias, es necesario considerar el uso de algunos de los procesos enumerados en el pretratamiento y en el tratamiento primario, por sus ventajas y reducción de los problemas del tratamiento posterior.

En aguas municipales y en industrias como la de textiles, curtiduría, pulpa y papel, azúcar y otras, es importante el uso de varios de los procesos unitarios, objeto de esta conferencia; de ahí que se haya estimado conveniente, hacer un resumen de ellos en el presente Curso.

Al estudiarse cada uno de los sistemas de tratamiento para los desechos industriales, se verá el porcentaje de contribución a la eficiencia del tratamiento completo. (Cuadro No. 2)

3.- PRETRATAMIENTO Y TRATAMIENTO PRIMARIO

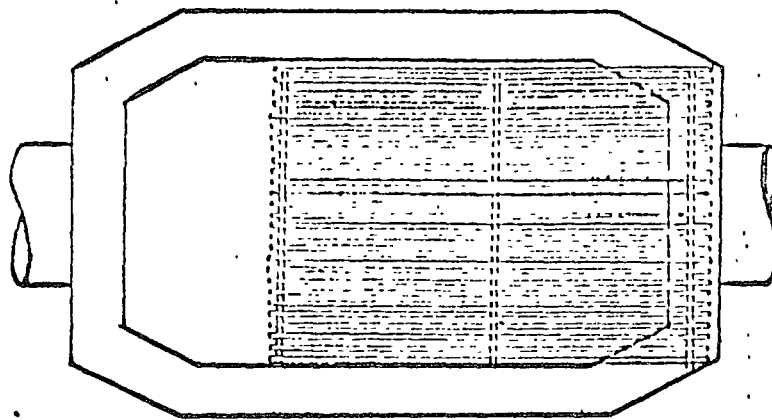
Las Operaciones Físicas se utilizan aquí para la remoción de sólidos gruesos, sólidos suspendidos y flotantes, así como de grasas, aceites y en el bombeo de lodos.

3.1 Cribado (Fig. 2 y 3)

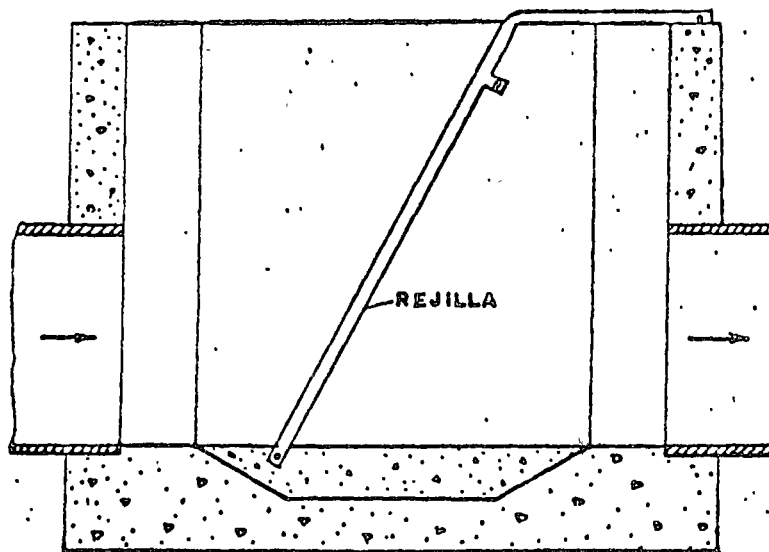
Es la primera operación unitaria que se encuentra en una

Fig. N°2

10a

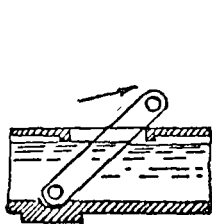


PLANTA

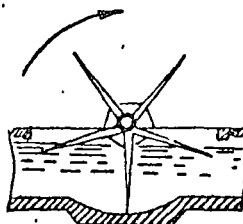


CORTE

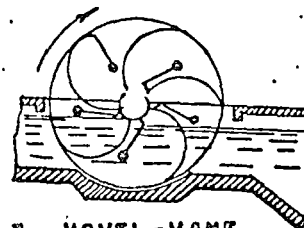
REJILLA DE LIMPIEZA MANUAL



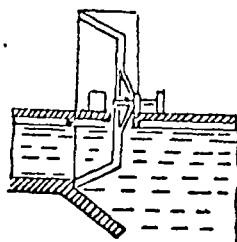
1. BAND SCREEN



2. WING SCREEN



3. HOVEL-VANE
SCREEN



4. DRUM SCREEN

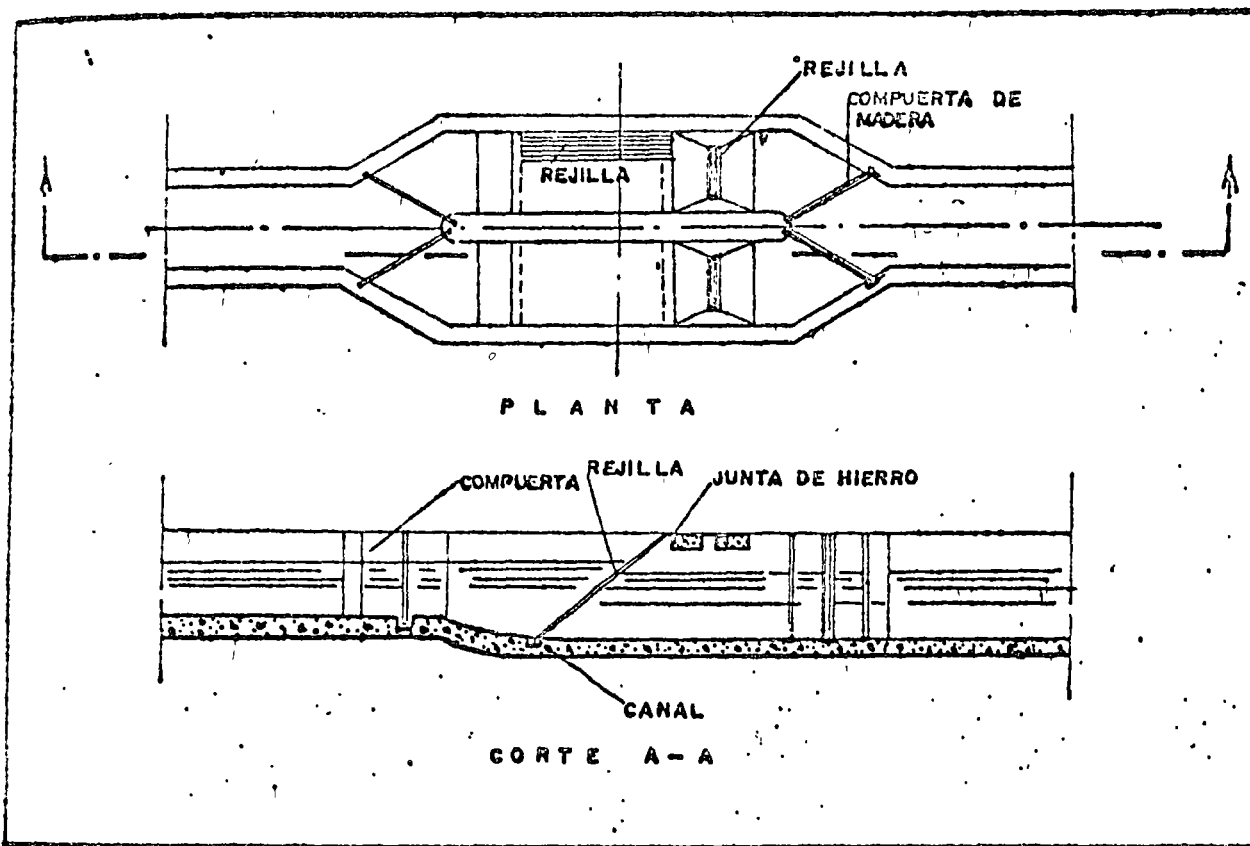


5. RIENSCH-WURL SCREEN

DIFERENTES TIPOS DE REJILLAS MECANICAS

Fig. N°3

10 lms



CAMARA DE REJILLAS

Cuadro N° 2

[illegible]

planta de tratamiento y consiste en una estructura con aberturas, generalmente de tamaño uniforme, que sirve para retener los sólidos gruesos que se encuentran en las aguas residuales.

Generalmente se construye a base de barras paralelas (Rejillas) mallas, o placas perforadas. Su limpieza puede ser manual o mecánica y, de acuerdo con el tamaño de las coberturas, se clasifica en gruesa (de 6 o más m.m.) o fina (menos de 6 m.m.).

Su utilización sirve para proteger las bombas, válvulas, tuberías y otros equipos, de daños o atascamientos que pueden ser ocasionados por objetos gruesos. Las partículas gruesas se deben remover por este medio, ya que es más económico que cualesquier otro procedimiento.

El Cribado fino se hace generalmente por medio de discos o tambores, equipados con placas de bronce de abertura igual o menor a 3 m.m.. Diseños modernos con mallas de alambre pueden variar entre 3. y 0.025 m.m..

Criterios de diseño de las Rejillas

Espaciamiento de las barras:

El más comunmente empleado es de 2.5 cms.

Inclinación: 30° a 45° con la horizontal.

Velocidad recomendada (a través de barras limpias):

Mínima 0.40 ms/seg.

Máxima 0.75 ms/seg.

Pérdida de carga:

$$h = K \left(\frac{a}{\bar{e}} \right)^{4/3} \frac{v^2}{2g} \text{ Sen } \alpha$$

h= pérdida de carga en metros

k= coeficiente que depende de la forma de la sección de las barras

a= espaciamiento útil de las barras

t = espesor de la barra, normal al flujo

v = velocidad media del agua en el canal de llegada a la rejilla, en m/seg.

$g = 9.81 \text{ m/seg}^2$.

$\angle$ = angulo de inclinación de la rejilla con la horizontal

El material retenido por las rejillas está constituido por papel, trapos, pedazos de madera y otros materiales gruesos. La cantidad varía entre 5 y 20 litros por millón de litros de aguas residuales.

Cribas finas:

Son equipos patentados y poseen aditamientos mecánicos de recolección. Las aberturas serían de $\pm 6 \text{ m.m.}$ a 1 m.m. . El volumen del material retenido varía entre 30 y 200 litros por millón de litros de aguas residuales, lo cual representa un volumen grande de sólidos para disponer.

3.2 Trituradores o desmenuzadores (Fig. 4)

Es un equipo accionado con motor, que corta el material sin removerlo del líquido residual. Es conveniente que lo preceda una cámara desarenadora, con el objeto de prolongar la vida del equipo y reducir el desgaste de las superficies cortantes.

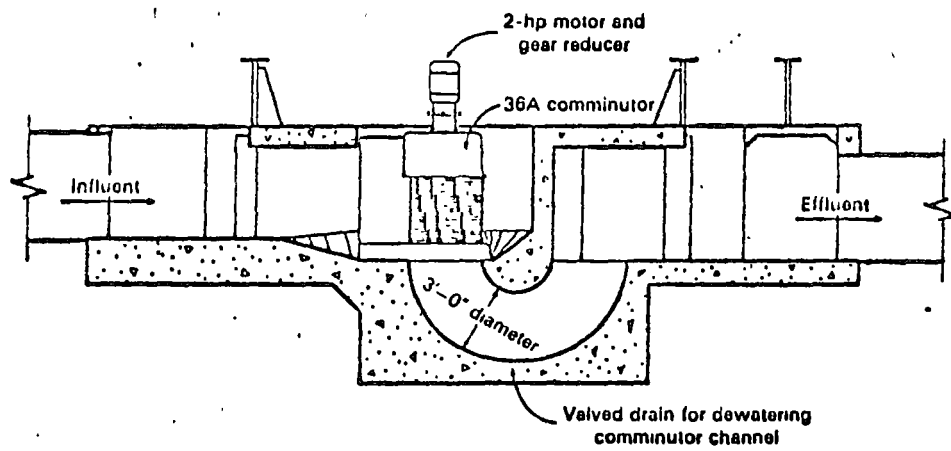
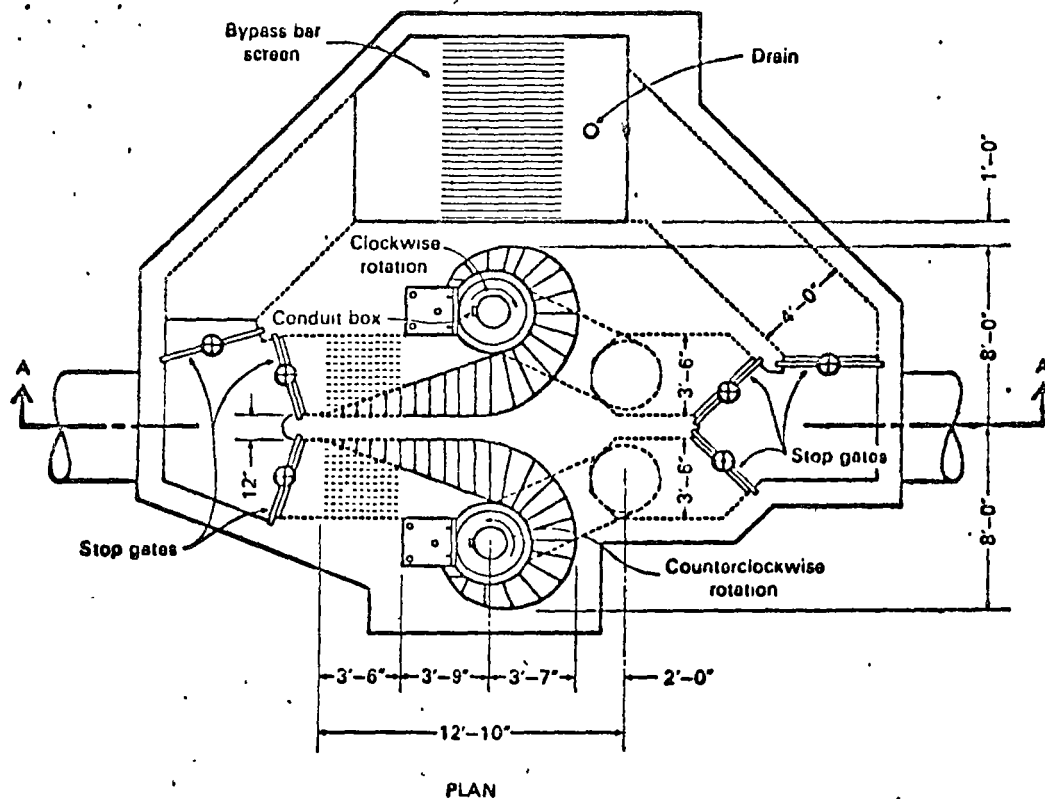
Se coloca generalmente en pozos húmedos en las estaciones de bombeo, para proteger los equipos.

Consisten en cilindros giratorios con ranuras y provistos de dientes cortadores que trituran el material grueso, reduciendo su tamaño generalmente entre 5 y 10 m.m.

3.3 Desarenadores

Los desarenadores (Grit Chambers) (Fig. 5 y 6) son tanques de flujo continuo, incluidos generalmente como elementos de tra-

Fig. N° 4



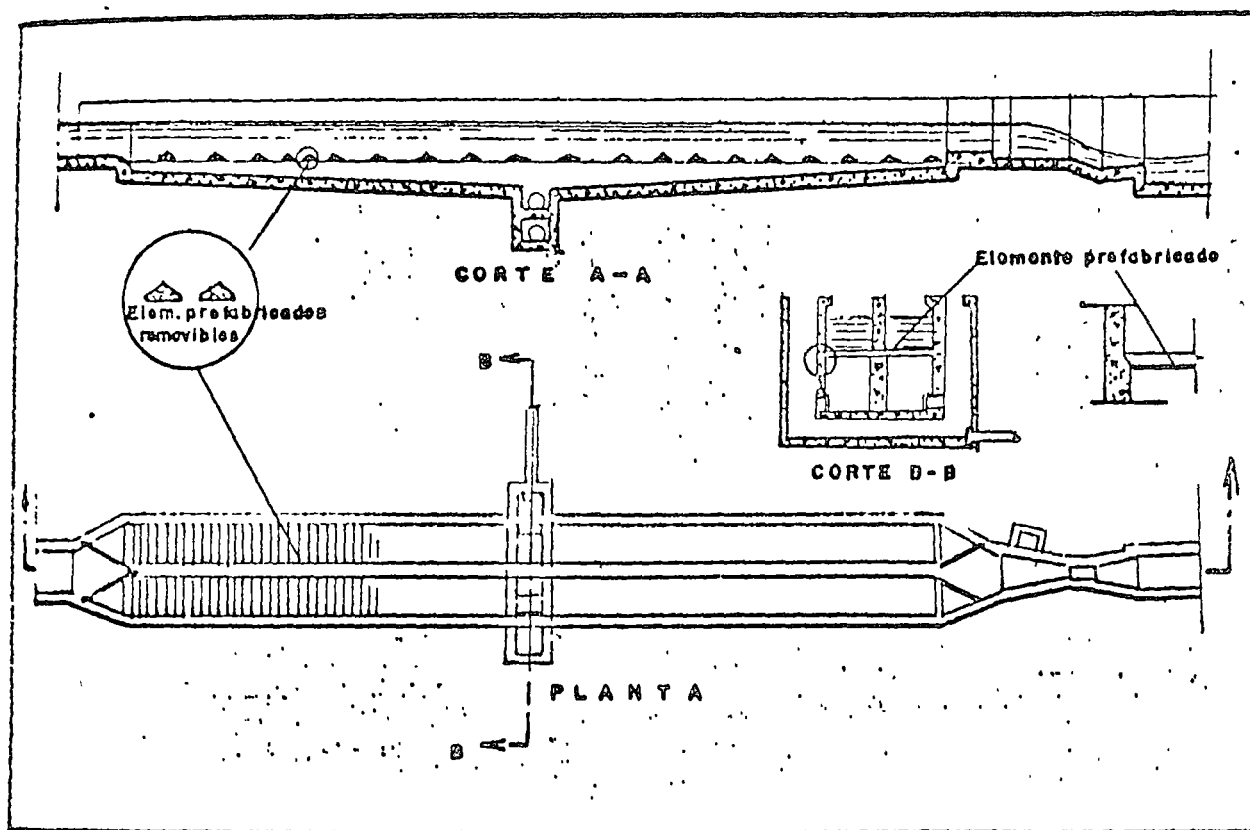
SECTION A-A

Plan and cross-sectional views of a comminutor installation [from Chicago Pump Co.].

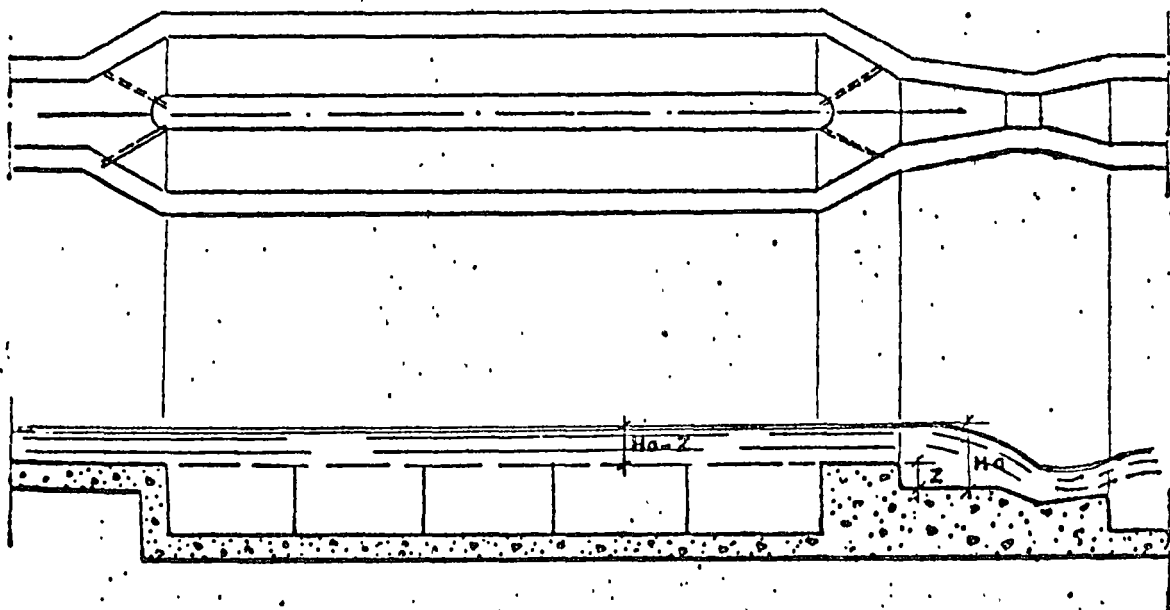
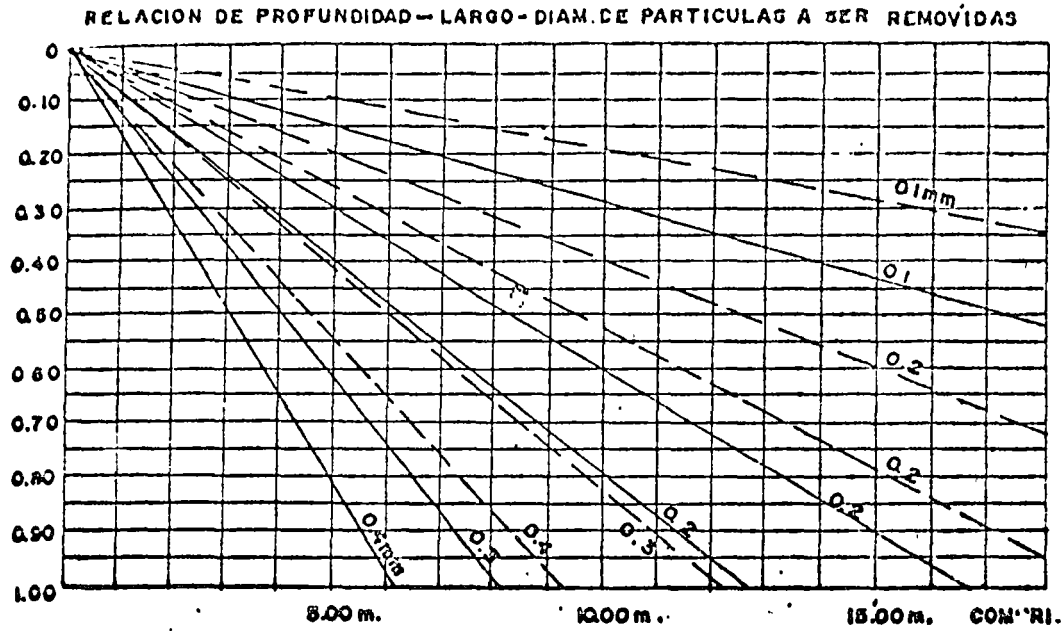
Fig. N°5.

12.6

DESARENADORES



DESARENADORES



DESARENADOR

tamiento preliminar para separar arenas y otras partículas discretas de densidad marcadamente superior a la del líquido residual y que por su naturaleza, interfieren con la operación y mantenimiento de las unidades subsiguientes de los procesos de estabilización de estas aguas. Evitan entre otros los problemas relacionados con la deposición de estos sólidos en separadores y reactores de los tratamientos primarios y secundarios y el desgaste de equipos mecánicos giratorios (principalmente bombas).

Estos tanques desarenadores deben ser diseñados en forma tal que separen las arenas del líquido residual, pero sin remover los sólidos orgánicos también suspendidos en el agua y que por su constitución, presentarían problemas para la disposición de los primeros.

Ello mueve a considerar, como parámetro mandatorio, la velocidad horizontal del flujo a través de unidad y el mantenerla más o menos constante, independiente de las variaciones de gastos, para garantizar su funcionamiento en la forma estipulada.

Principios de funcionamiento. El trabajo de Hazen sobre asentamiento de partículas de cuarzo de gravedad específica igual a 2.65 tamaño de 0.1-1.0 m.m. ha sido base para el diseño de los desarenadores. Desafortunadamente, poco se ha investigado el asentamiento de partículas discretas de gravedad específica menor de 2.65. En los análisis de las partículas sedimentadas en los desarenadores, se han encontrado partículas de gravedad específica menor de 2.65.

El asentamiento de las partículas se produce al reducir la velocidad de escurrimiento de las aguas a valores bajos y se verifica en función de las velocidades de sedimentación de ellas. Las velocidades de sedimentación de partículas de gravedad es-

pecífica: 2.65 en agua a 10°C son:

<u>Tamaño de las partículas</u> <u>en m.m.</u>	<u>Velocidad de Sedimenta-</u> <u>ción en mm/seg.</u>
1.0	100
0.8	83
0.6	63
0.5	53
0.4	42
0.3	32
0.2	20
0.15	15
0.10	8

Tipos de Desarenadores. Los desarenadores se proyectan como canales con velocidad controlada de escurrimiento o como tanques de sección cuadrada o circular y de área adecuada para la sedimentación de las partículas a remover.

Los desarenadores pueden estar o no equipados con mecanismos para la remoción de los sedimentos.

Generalmente se diseñan dos unidades de desarenadores de manera que se pueda proceder a la remoción de los sedimentos sin suspender el funcionamiento.

. Velocidad de escurrimiento. En los canales desarenadores la velocidad de escurrimiento recomendable es del orden de 0.30 mts/seg. Velocidades inferiores a 0.15 mts/seg producen la deposición de cantidades relativamente grandes de materia orgánica; velocidades por encima de 0.40 mts/seg. permiten el paso de partículas de arena a través del desarenador.

Para los efectos de control de la velocidad de escurrimiento,

es necesario recurrir a diseños especiales (sección de control, que mantengan una determinada velocidad de escurrimiento, independiente, de los cambios o variaciones de los gastos esperados a través del desarenador.

Para lograr el objetivo arriba mencionado, es necesario que la sección de control de la unidad varíe su área transversal mojada (A_t) en proporción directa al gasto que la atraviesa, para mantener así constante su velocidad horizontal: $V = Q/A_t$.

Cuando los canales desarenadores están formados por paredes laterales rectas, la reducción de la sección transversal mojada debe ser lograda haciendo variar la profundidad del flujo proporcionalmente al gasto que pasa. Es el caso, por ejemplo, del vertedero "Sutro" y el denominado "vertedero proporcional".

Una sección de control rectangular puede ser también utilizada si la sección transversal de la cámara desarenadora es diseñada en forma tal que se mantenga una velocidad constante: el caso de una sección de control con vertedero rectangular y una cámara cuya forma se asemeja a una parábola.

Medidores del tipo Parshall son frecuentemente utilizados como secciones de control para las cámaras desarenadoras, presentando la ventaja de mantener pérdidas de carga a través del mínimo posible, además de que tal sección es a la vez utilizada para la medición de los gastos que pasan a través del dispositivo. La descarga, Q , a través de una cámara desarenadora es una función de la profundidad del agua en el canal; la altura del agua es equivalente a su carga hidráulica. Así, podemos expresar el gasto:

$$Q = K h^n$$

donde:

K = constante

h = Carga hidráulica, variable.

n = Exponente, constante.

Para obtener una velocidad de escurrimiento constante (V) en el desarenador, al variar el gasto (Q), se requiere que el ancho (W), sea escogido en tal forma que:

$$Q = K h^n = V \cdot W \cdot dh$$

(V , es constante, y el término: $W \cdot dh$. representa el área producto del ancho W por la integración de la altura).

Camp demostró que tal condición se satisface cuando:

$$W = \frac{nK h^{n-1}}{V}$$

Cuando el gasto es controlado por un vertedero proporcional. $Q = K h$ (o sea que $n = 1$), luego $W = \frac{K}{V}$ constante para nuestro caso,

en que deseamos mantener la velocidad V a su vez como constante. Por tanto, el canal pasa a ser de sección rectangular.

Si en cambio, el gasto es controlado por una garganta, $Q = K b n^{3/2}$ (o sea que $n = 3/2$), en cuyo caso:

$$W = \frac{3}{2} \frac{(K b h^{1/2})}{V} = \frac{3}{2} \frac{Q}{h \times V}$$

Que corresponde a la ecuación de una parábola, o sea pues que la sección transversal del canal debe ser de forma parabólica.

Area en vista de que los desarenadores sirven para la decantación de partículas discretas, se pueden dimensionar por la teoría de Hazen:

$$\frac{t}{t_o} = \frac{A \times V}{Q}$$

t = tiempo de retención del tanque

t_o = tiempo que demora la partícula en descender la profundidad del tanque.

$$\frac{Q}{A} = \frac{V}{t/t_o}$$

V=Velocidad de sedimentación de la partícula

A=Area superficial del tanque

Q=Caudal

La experiencia en la operación de plantas de tratamiento de aguas residuales indica que las partículas de arena nociva son de tamaño igual o mayor a 0.2 m.m. cuyo peso específico es 2.65 y cuya velocidad de sedimentación es de 20 mm/seg.; además se tiene:

$$\frac{t}{t_o} = 1.5 \quad (\text{valor para un buen decantador, con 75\% de remoción})$$

$$\frac{t}{t_o} = 3.0 \quad (\text{Valor para un decantador pobre, con turbulencia y con 75\% de remoción}).$$

Luego:

$$\frac{Q}{A} = \frac{20}{1.5} = 13.3 \text{ mm/seg.} = 1,150 \text{ M}^3/\text{M}^2 - \text{día}$$

$$\frac{Q}{A} = \frac{20}{3.0} = 6.7 \text{ mm/seg.} = 580 \text{ M}^3/\text{M}^2 - \text{día}$$

Estos valores permiten determinar el área necesaria para los desarenadores. En la práctica se adoptan valores comprendidos entre 700 y 1600 M² - día.

Cantidad de materia sedimentada. Los sedimentos están compuestos por arena, limo, grava, cenizas, escorias de cemento y carbón, etc.. La cantidad de sedimentos depende: del sistema de

alcantarillado (separado, combinado) del tipo de arena servida (residencial, comercial, industrial, pavimentada o no), tipo de sumideros, mantenimiento de calles, construcción y estado del alcantarillado, etc.. En los Estados Unidos la cantidad de sedimentos en un desarenador está comprendida entre 10 y 90 litros por 1000 M3 de aguas residuales (0.00009 del caudal medio). En el Brasil el valor promedio es de 20 litros/1000M3.

3.4 Desnatadores:

Con el objeto de separar de las aguas residuales las sustancias flotantes y la materia finamente dividida, que puede ser recolectada y removida en la superficie, se utilizan los tanques "Desgrasadores o Desnatadores". (Fig. 7).

Estos tanques se usan para remover aceites, grasas, jabones, desechos vegetales, y otros materiales que flotan y permanecen en la superficie de las aguas residuales.

La Flotación es una operación unitaria que permite separar partículas sólidas o líquidas de la fase líquida, mediante la introducción de burbujas finas de un gas (generalmente aire) en el líquido, las cuales atrapan las partículas y las levantan a la superficie. Así, se pueden remover partículas que tienen una densidad mayor que la del líquido, al igual que aquellas de menor densidad.

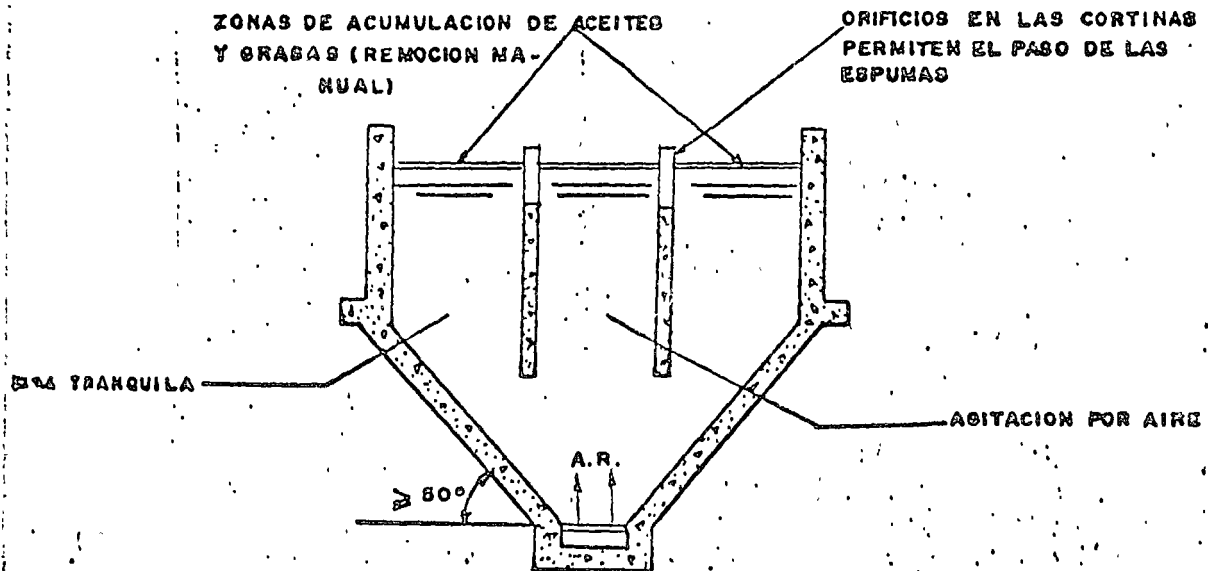
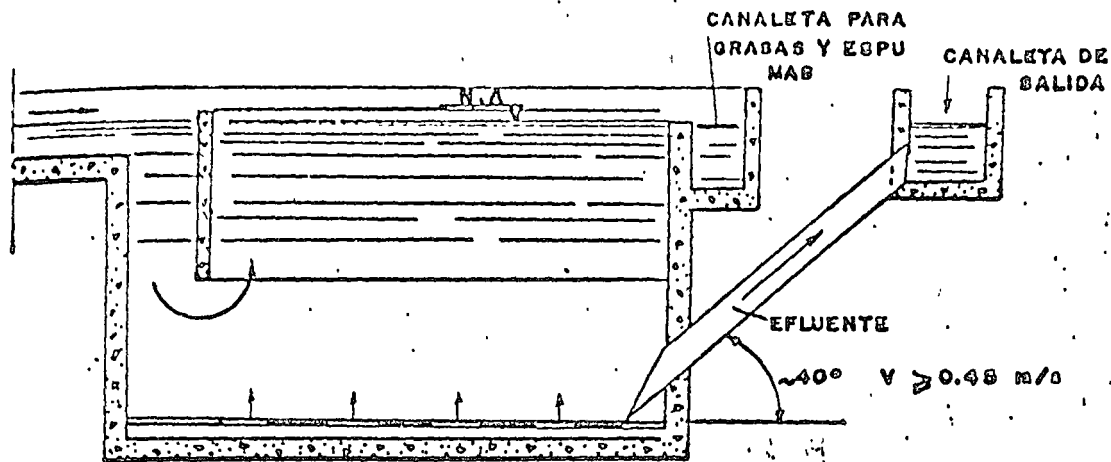
La utilización de pequeñas burbujas de gas causan una fuerza boyante que mueve las partículas hacia arriba.

En ocasiones, es común el uso de agentes químicos para ayudar al proceso de flotación. Tienen por objeto crear una superficie o estructura que permita fácilmente la absorción de

DESORASADORES

Fig. N° 7

18a



PERIODO DE RETENCION : 1-5 minutos (GENERALMENTE 3 a 5)

CANTIDAD DE AIRE : 0.1 a 0.5 lvs or/lv.

DESTINO DEL MATERIAL : ENTERRAMIENTO, INCINERACION Y DIGESTION

las burbujas de aire. Se utilizan sales de aluminio o férricas o sílice activada, para procurar la aglomeración de las partículas y formar una estructura que fácilmente entrape las burbujas de aire.

Debido a que la flotación depende en gran parte del tipo de superficie de las partículas, es recomendable hacer pruebas de laboratorio y en plantas piloto para establecer los criterios de diseño más convenientes.

Generalmente los tanques desnatadores son rectangulares en forma de canal, con un área superficial actuando como el factor que gobierna el diseño; los períodos de retención son pequeños (generalmente de 3 a 5 minutos). Para evitar que se asienten lodos en el tanque, se inyecta aire al agua negra mediante difusores colocados en el fondo. Las paredes verticales funcionan como pantallas o maniparas, confinando la turbulencia a esta porción del tanque. Las pantallas están ranuradas en la parte superior, para permitir que el aceite y la grasa pasen a los compartimentos laterales de reposo. Las cantidades de aire, en este tipo de tanques, son de 0.225 m^3 de aire por cada m^3 de agua residual.

La aireación de las aguas residuales en los tanques desnatadores combina las ventajas de la preaireación con los de la eliminación de grasas.

Los volúmenes recolectados son del orden de 7.5 a 450 litros por cada $10,000 \text{ m}^3$ de aguas residuales.

Las trampa grasas son tanques desnatadores pequeños y son convenientes en la industria, hospitales, garages, hoteles y casas donde se produce bastante cantidad de grasas.

Los períodos de retención varían entre 10 y 30 minutos.

La Flotación se usa principalmente en el tratamiento de las aguas residuales que contienen grandes cantidades de residuos industriales con alto contenido de sólidos suspendidos finamente divididos y grasas. Dentro de las industrias se pueden citar la de curtiduría, refinería, enlatado de alimentos entre otras, en las cuales el proceso puede utilizarse adecuadamente en el tratamiento de sus aguas residuales.

3.5 Tanques Sépticos y tanques IMHOFF

La remoción de sólidos sedimentables y la digestión anaerobia de estos sólidos, puede realizarse mediante la utilización de este tipo de unidades.

a) Tanques Sépticos (Anexo No. 2)

Se utilizan principalmente para el tratamiento de las aguas residuales domésticas provenientes de residencias individuales. En las zonas rurales se usan también en establecimientos tales como escuelas, campos de verano, moteles y parques. Su funcionamiento consiste en dejar las aguas negras retenidas durante un período de 24 horas para permitir que los sólidos pesados se sedimenten y las partículas finas floten en la superficie.

El contenido de sólidos sedimentados y el líquido, quedan en el tanque sometidos a la acción de bacterias anaeróbicas que producen la descomposición de la materia orgánica liberándose gases que arrastran consigo una porción de sólidos hacia la superficie, donde se acumulan junto con las natas (grasas y aceites), hasta que escapa el gas y parte de los sólidos vuelve a sedimentarse. Estas fluctuaciones ocasionan que alguna porción de sólidos salga en el efluente del tanque y el tratamiento no se haga en forma completa para obtener una descarga clarificada.

Para mejorar el proceso, en la actualidad se diseña el tanque con 2 cámaras, de las cuales la primera sirve para sedimentación, digestión y almacenamiento de los lodos. La segunda permite una sedimentación adicional y mayor capacidad para el almacenamiento de lodos.

En todo caso, es importante tener suficiente capacidad de almacenamiento de lodos para lograr suficiente tiempo para la digestión de los lodos antes de extraerlos del tanque. En general los lodos se extraen cada dos o tres años.

El efluente del tanque séptico generalmente se descarga por medio de tuberías de juntas abiertas sobre el terreno, lo cual permite la infiltración del líquido y la acción de bacterias aerobias que contribuyen a la purificación del agua residual. Una tasa promedio de aplicación típica es de $6/1/m^2$ /día cuando la operación es continua y de $18/1/m^2$ /día cuando es intermitente.

Es necesario realizar pruebas de infiltración, excepto en terrenos arenosos, ya que de la permeabilidad del suelo, depende la longitud de las tuberías para el campo de infiltración.

El efluente del campo se dispone finalmente en una fuente superficial o en un pozo de absorción, el cual se utiliza también en substitución del campo de absorción, pero no es recomendable. En todo caso, se debe desinfectar el efluente para evitar la contaminación de las aguas superficiales y subterráneas (especialmente cuando el nivel freático está bastante cerca de la superficie del terreno).

Para los detalles de diseño y construcción se anexan⁽²⁾ las recomendaciones de la Comisión Constructora e Ingeniería Sanitaria de la Secretaría de Salubridad y Asistencia.

b) Tanques IMHOFF

Este consiste en un tanque de dos compartimentos o cámaras, una superior donde se realiza la sedimentación de los sólidos y una inferior a la cual pasa la materia sedimentada, a través de una ranura, donde permanece estática para que se efectúe el proceso de digestión anaerobia; la forma del tanque se muestra en la figura 8.

Las aguas residuales fluyen a través del compartimento superior produciéndose la sedimentación. Los sólidos, dada la forma de la cámara, resbalan y pasan por la ranura del fondo al compartimento inferior.

Esta ranura funciona como trampa e impide que los gases de la digestión y partículas de lodos pasen a la parte superior, en cambio son desviados hacia la cámara de natas y ventilas.

Los tanques IMHOFF tienen en la actualidad un uso muy reducido, y sólo se aplica en plantas relativamente pequeñas.

Su operación es sencilla, no hay equipo mecánico para operar y sólo requiere la remoción diaria de la espuma y descargarla en la área próxima de ventilación y descarga periódica de los lodos hacia los lechos de secado.

Modelos recientes, han colocado sistemas de calentamiento de los lodos y remoción mecánica de los mismos.

Para el diseño del tanque, en cada una de sus partes, se tienen los siguientes criterios:

b.- Cámara de Sedimentación

a) Período de retención

- i) 2 a 3 horas, cuando es único tratamiento
- ii) 2 horas, cuando precede a filtros de arena
- iii) 1 a 1/2 horas cuando precede a lodos activados

- b) Velocidad del flujo: 0.5 cms/seg.
- c) Carga superficial: 24.4 a 36.6 m³/m²/día
- d) Fondo del tanque de sedimentación (tanque convencional) pendiente 1.4 vertical a 1.0 horizontal.
- e) Ancho de la ranura: 15 cms.
- f) Relación de longitud al ancho: 5:1 y 3:1
- g) Profundidad 1.5 a 4.5 mts.
- h) Profundidad total del tanque 9.00-10.00 mts.

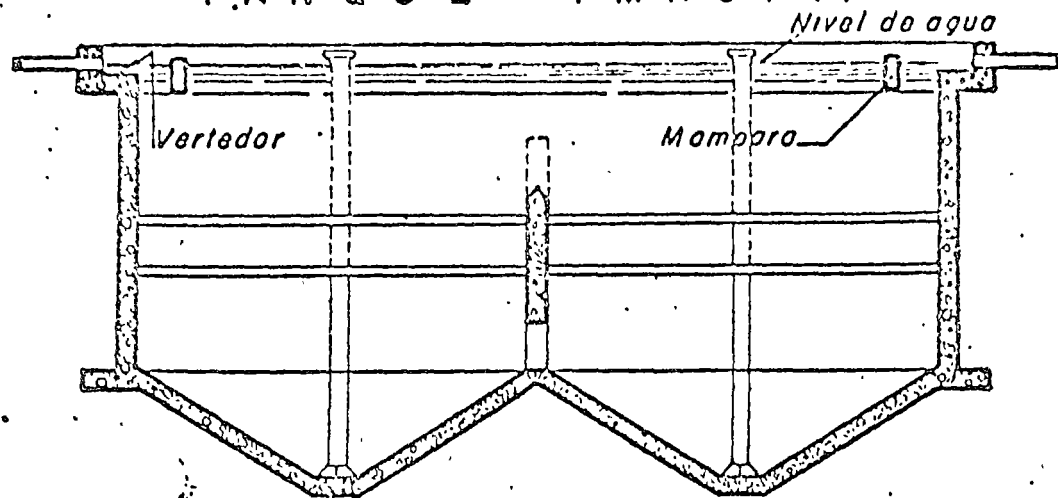
b.2.- Cámara de digestión

- a) La capacidad debe permitir un almacenamiento de lodos durante 6 meses, en la época fría del año. En climas cálidos se pueden usar periodos más cortos.
- b) Capacidad de digestión de lodos: 85 a 100 lts/persona.
- c) Volumen de la cámara de espumas: 0.5 vol. de la cámara de digestión.
- d) Area superficial para respiraderos de gas 20 al 30% de la proyección horizontal de la cámara de digestión.
- e) Ancho mínimo de la ventila: 45 cms.
- f) Borde libre: 45 - 60 cms.

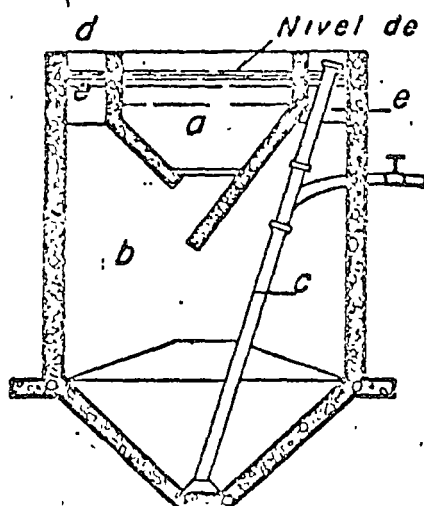
b.3.- Extracción del lodo

- a) Carga hidrostática: 1.2 a 1.8 ms.
- b) Diámetro de la tubería de extracción: 20 cms.
- c) Inclinação mínima de las tolvas: 1.4 vertical a 2: horizontal.

FIGURA N° 8 TANQUE IMHOFF.

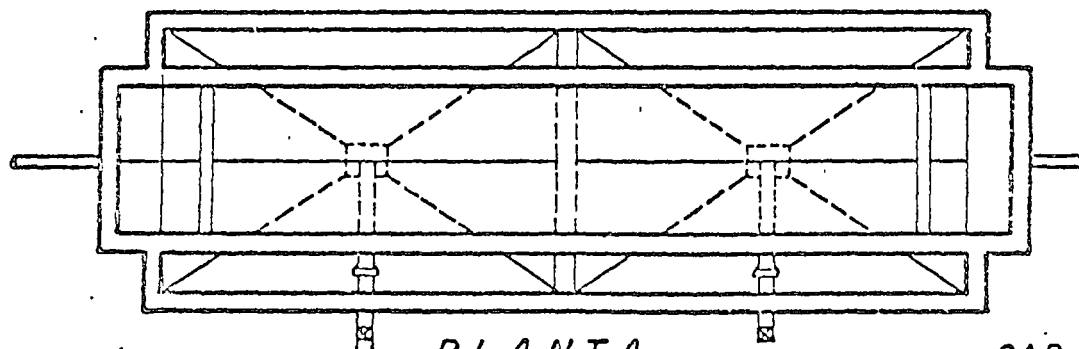


SECCION LONGITUDINAL



- a.—Cámara sedimentadora
- b.—Cámara de digestion
- c.—Tuberia para extracción de lodo.
- d.—Cámara de gases
- e.—Cámara de natas

SECCION TRANSVERSAL



PLANTA.

CAP IV

- d) Distancia mínima entre la ranura y el nivel superior del tubo: 45 cms.

4. CONCLUSIONES

Podríamos enumerar otras series de factores adversos al desarrollo de los pueblos, por la degradación continua de sus recursos hidrológicos debido a las descargas de alcantarillados y efluentes de las zonas industriales en el suelo y en las corrientes de agua, tanto superficial como subterránea. Pero ya nos hemos dado cuenta del problema que esta acción del hombre, no meditada suficientemente en el alcance que ella puede tener, y a lo cual debemos poner la mayor atención posible, representa para su supervivencia y a la cual debemos enfrentarnos y buscarle las soluciones más adecuadas y convenientes. Debemos pensar que cada día que pasa el problema se va agravando y la solución se va haciendo más difícil y costosa. Es importante por lo tanto, que las autoridades, el gobierno, las entidades especializadas, las universidades, el sector privado, reúnan sus efectivos materiales, humanos, así como financieros, para programar, planear, ejecutar y controlar debidamente soluciones a corto y largo plazo para resolver el problema de la contaminación y polución del agua y del suelo.

Es necesario crear conciencia en el hombre de la responsabilidad que tiene ante sus semejantes por los perjuicios que les está causando, no solamente en su economía sino también en su salud y en su capacidad productora. En nuestros países en vía de desarrollo, mucho se ha hablado y escrito al respecto, pero pocos son los ejemplos en que se han tomado acciones positivas a pesar de que tenemos ideas claras y definidas acerca del problema.

El primer factor negativo en que se piensa es el costo

que el control de la contaminación del agua pueda representar. Individualmente esto puede ser cierto, pero reuniendo recursos, aunando esfuerzos, planificando hacia el futuro y evaluando, desde el punto de vista económico, los beneficios y sus respectivos costos, podemos llegar a concluir que las inversiones, el tiempo y el personal dedicado a la solución de este problema están plenamente justificados. Pues muchos son los beneficios, tanto directos como indirectos, que se pueden alcanzar mediante un adecuado control de la calidad del agua según los usos que esta vaya a tener en el futuro.

Así por ejemplo, la industria puede recuperar muchos de sus sub-productos que hoy se desperdician, por medio del tratamiento técnico de sus residuos y al mismo tiempo, lograr un ahorro en la utilización o consumo de agua mediante el reuso de la misma o parte de ella. También los costos de tratamiento para la obtención de agua potable pueden reducirse considerablemente, lográndose así una mejor utilización de los escasos recursos económicos con que cuentan nuestros países, si tratamos los efluentes de los alcantarillados total o parcialmente con base en sistemas económicos sencillos y eficientes que la técnica y la investigación han desarrollado con tales propósitos. Como lo anota el profesor Gloyna, "el problema real consiste en ver que la cantidad y calidad del agua sean manejadas en tal forma como para obtener el máximo provecho económico y social".

Es necesario también que el sector privado, especialmente el encargado del desarrollo industrial del país, adquiera una visión completa no solo de los beneficios que está obteniendo por el uso del agua, sino también de los perjuicios que está causando por la disposición inadecuada de los desechos de sus industrias. Por otra parte, las universidades por medio de sus

laboratorios y personal técnico de Ingeniería Sanitaria debe entrar a colaborar con los organismos estatales y con la industria, todos en estrecha unión para la búsqueda de la solución del problema a través de las investigaciones y de las asesorías que ellas están en capacidad de prestar de una manera económica, técnica y eficiente.

Por último, debemos darnos cuenta de que el agua es un elemento vital para el desarrollo económico de nuestros países, el cual debemos conservar mediante su uso racional, teniendo como principio filosófico el que cualquier esfuerzo realizado, por pequeño que este sea, redundará en beneficio de todas nuestras comunidades.

Diseño de un Tanque Imhoff

Ejemplo:

Datos

Población servida: 2.250 habitantes.

Gasto medio estimado: 756.000 l/día

DBO, líquido cloacal crudo: 210 mg/l

Sólidos suspendidos: 186 mg/l

a) Cámara de sedimentación.

Adoptando un período de retención de 1.5 horas.

$$V_s = 1.5 \times 3.600 \times \frac{756.000}{86.400} = 47,300 \text{ lts.} = 47.3 \text{ m}^3$$

como volumen de la cámara de sedimentación.

Adoptando 30 lts/ persona como capacidad para la cámara de digestión:

$$V_d = 2250 \times 30 = 67.500 \text{ lts} = 67.5 \text{ m}^3 \text{ de volumen}$$

Si deseamos aplicarle a la cámara de sedimentación una tasa de desbordamiento del orden de los 24,000 lts/m²/día, tendremos:

$$A_s = \frac{Q}{v_o} = \frac{756,000 \text{ l/día}}{24,000 \text{ l/m}^2/\text{día}} = 31.5 \text{ m}^2$$

Para la cámara de sedimentación: usando una relación largo-ancho de 2,5 a 1 tendremos:

$$(a) \text{ ancho } \times (b) \text{ largo} = \text{Area } (A) = 31,5 \text{ m}^2$$

$$\frac{a}{b} = 2.5$$

Por tanto:

$$b = \frac{31.5}{a} ; a = \frac{b}{2.5} ; \text{ así:}$$

$$b = \frac{31.5}{\frac{b}{2.5}} = \frac{31.5 \times 2.5}{b} ; b^2 = 78.9 \text{ m}^2$$

$$y \quad b = \sqrt{78.9} \approx 8.9 \text{ m} \quad y$$

$$a = 3.56 \text{ ms.}$$

Para el área de ventilas (x) suponiendo un 20% del área total:

$$\frac{x}{31.5 + x} = 0.2 \quad x = 7.88 \text{ m}^2$$

Para el largo de 8.9 ms., el ancho de cada uno de los canales de ventilación sería:

$$\frac{\frac{7.88}{8.90}}{2} \approx 0.44 \text{ ms.}$$

Para obtener el volumen requerido para la cámara de sedimentación y las especificaciones pertinentes de esta porción.

Para un triángulo de base 3.56 ms., y paredes a 60° con la horizontal:

$$\frac{\frac{3.56}{2}}{h} = \tan 30^\circ = 0.578, \text{ de donde } h \text{ (altura)}$$

$$h = \frac{1.78}{0.578} = 3.08 \text{ ms.}$$

luego:

$$V = \left(\frac{3.56 \times 3.08}{2} \right) \times 8.9 = 48.7 \text{ m}^3 > 47.3 \text{ m}^3$$

Para la cámara de digestión: para el volumen requerido de 67.5 m^3 , tenemos:

Primero, para la zona de paredes inclinadas a 30°

$$x = 2.07 \times \tan 30^\circ = 2.07 \times 0.578 = 1.20 \text{ ms.}$$

y el volumen de cada una de las dos pirámides truncadas es:

$$V_p = \frac{4}{3} (A_1 + A_2 + \sqrt{A_1 \times A_2})$$

$$V_p = \frac{4}{3} (0.09 + 19.8 + \sqrt{1.78}) = 28.4 \text{ m}^3$$

$$\text{para las 2} = 28.4 \times 2 = 56.8 \text{ m}^3$$

El resto de volumen:

$$67.5 - 56.8 = 10.7 \text{ m}^3$$

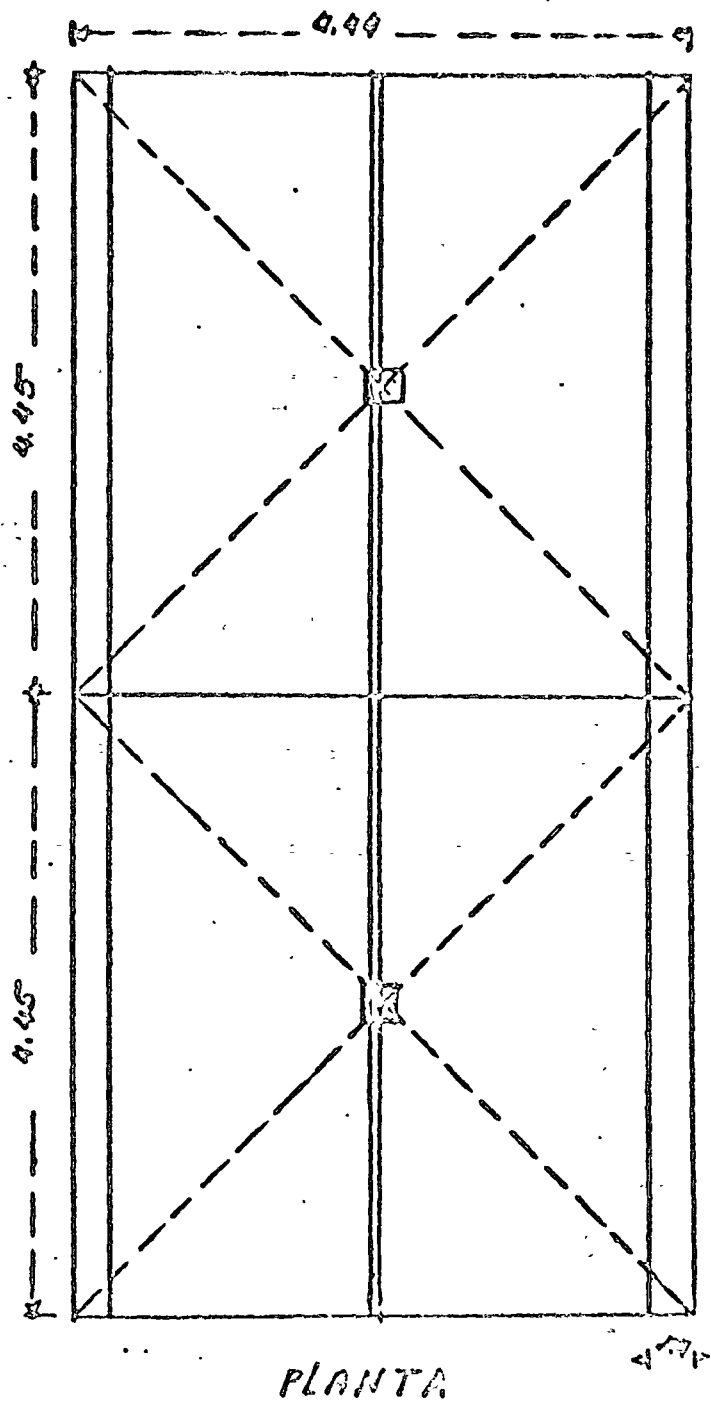
será suplido con la capacidad comprendida entre las paredes verticales, así:

$$\frac{10.7 \text{ m}^3}{(8.9 \times 4.44) \text{ m}^2} = \frac{10.7}{39.5} \approx 0.27 \text{ ms.}$$

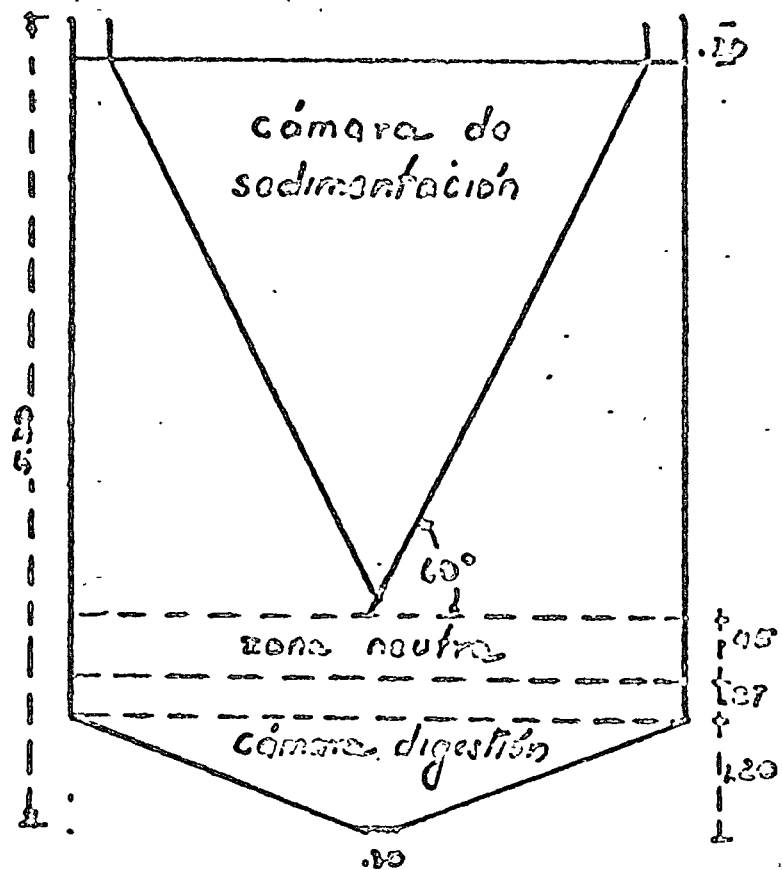
La profundidad total resultante de la unidad queda así:

borde libre:	0.30 ms.
cámara de sedimenta ción:	3.08 ms.
zona neutra:	0.45 ms.
cámara de digestión:	1.20 ms.
	<u>0.27 ms.</u>
profundidad total =	5.30 ms.

(tomado de Tratamientos de Agua Residual - Gustavo Rivas
Mijares).



TANQUE IMHOFF



CORTE

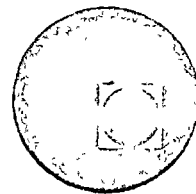
302

BIBLIOGRAFIA

- Metcalf y Eddy - Wastewater Engineering - Collection, Treatment and Disposal - Mc Graw Hill, 1972.
- Rivas Mijares Gustavo - Tratamientos del Agua Residual - Vol. III - Universidad Central de Venezuela, 1967.
- OPS/OMS - Simposio sobre "Ambiente, Salud y Desarrollo en las Américas", México, 1974.
- OPS/OMS - Diseño de lagunas y zanjas de oxidación - Universidad Nacional de Colombia - Curso Corto - 1968.



centro de educación continua
facultad de ingeniería, unam



TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

COSTOS DEL TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES

DR. FABIAN YANEZ.

Tabla 1

Procesos y Características más Relevantes de Cada Alternativa

Procesos y características	Alternativas				
	Tecnología Convencional		Tecnología Modificada		
	A-1	A-2	B-1	B-2	B-3
1. <u>Tratamiento preliminar</u>					
a. Cribas gruesas	+	+	+	+	+
b. Desarenadores aerados	+	+	-	-	-
c. Desarenadores cuadrados	-	-	+	+	+
2. <u>Tratamiento primario</u>					
a. Tanques rectangulares	+	+	-	-	-
b. Tanques circulares	-	-	+	-	-
3. <u>Tratamiento secundario</u>					
a. Tanques de aeración					
(1) Convencional	+	+	+	-	-
(2) Aeración extendida	-	-	-	+	-
(3) Aeración semiextendida .	-	-	-	-	+
b. Sistema de aeración					
(1) Aire comprimido	+	+	-	-	-
(2) Aeración mecánica	-	-	+	+	+
c. Sedimentación secundaria					
(1) Tanques rectangulares	+	+	-	-	-
(2) Tanques circulares	-	-	+	+	+
d. Cloración en:					
(1) Tanques	+	+	-	-	-
(2) Canal de descarga	-	-	+	+	+
4. <u>Tratamiento y disposición de lodos</u>					
a. Preespesamiento	+	+	+	-	-
b. Digestión anaeróbica					
(1) Una etapa	-	-	+	-	-
(2) Dos etapas	+	+	-	-	-
c. Post-espesamiento	-	-	+	-	-
d. Lechos de secado	+	+	+	± *	± *

* Existe la posibilidad de disponer del lodo de estas alternativas en lagunas existentes sin usar lechos de secado,

Tabla 2

Sumario de Bases de Diseño

Parámetro	Año				
	1975	1979	1983	1989	1993
1. <u>Población conectada, hab.</u>					
a. Total	373,035	491,070	590,995	855,450	1,113,150
b. A la planta	274,900	369,000	590,995	855,450	1,113,150
2. <u>Flujos, lt/seg</u>					
a. Promedio anual					
(1) Esperado	611	820	1,367	1,001	2,474
(2) Adoptado	-	*	1,238*	*	2,474
b. Máximo día (seco), lt/seg					
(1) Esperado	855	1,148	1,908	2,661	3,464
(2) Adoptado	-	*	1,732*	*	3,464
c. Máximo horario (seco), lt/seg					
(1) Esperado	1,283	1,722	2,707	3,760	4,894
(2) Adoptado	-	*	2,447*	*	4,894
d. Máx. horario (humedo), lt/seg					
(1) Esperado	1,600	2,152	3,312	4,610	6,000
(2) Adoptado	-	*	3,000*	*	6,000
3. <u>Cargas de DBO, kg/día</u>					
a. Esperada	18,476	24,796	41,217	54,486	74,813
b. Adoptada	0.000*	18,750*	37,500*	56,250*	75,000.
4. <u>Cargas de sólidos en suspensión, kg/día</u>					
a. Esperada	18,476	24,796	41,217	54,486	74,813
b. Adoptada	0.000*	18,750*	37,500*	56,250*	75,000

* Valores considerados debido a que las etapas han sido moduladas de acuerdo a características de construcción.

Tabla 3

Resumen de Parámetros Utilizados y Dimensiones
de Procesos en las Varias Alternativas

Descripción	Alternativas				
	A-1	A-2	B-1	B-2	B-3
<u>A. Tratamiento preliminar</u>					
1. Caudal adoptado, m ³ /seg	6.0		6.0	6.0	6.0
2. Desarenadores					
a) Carga superficial, m ³ /m ² /hora	90.0		40.0	36.6	36.6
b) Area, m ²	240		540	590	590
c) Número de unidades	8		4	4	4
d) Area c/u, m ²	30		135	147	147
<u>B. Tratamiento primario</u>					
1. Caudal adoptado, m ³ /seg	6.0		6.0		
2. Carga superficial, m ³ /m ² /hora	4.09		2.0		
3. Area total, m ²	5,280		10,800		
4. Número de unidades	16		4		
5. Area c/u, m ²	330		2,700		
6. Profundidad efectiva c/u, m	3.57		2		
7. Volumen neto, m ³	18,850		21,600		
8. Dimensiones c/u, m					
a) Largo	55		-		
b) Ancho	6		-		
c) Diámetro	-		57		
9. Carga orgánica, kg/DBO/día	75,000		75,000		
10. Remoción DBO, %	30		30		
11. Carga orgánica a secundario, kg DBO/día	52,500		52,500		
12. Carga de sólidos, kg SS/día	75,000		75,000		
13. Remoción de sólidos, kg/SS/día	52,500		56,000		
14. Carga de sólidos a secundario, kg SS/día	22,500		19,000		

Tabla 3 (cont.)

Descripción	Alternativas				
	A-1	A-2	B-1	B-2	B-3
15. Tiempo de retención (caudal promedio) hr	2.12		2.43		
16. Tiempo de retención, hr	0.87		1		
C. Tratamiento secundario (aeradores)					
1. Caudal de diseño adoptado, m ³ /seg	2.474		2.474	2.474	2.474
2. Carga orgánica al proceso, kg DBO/día	52,500		52,500	75,000	75,000
3. Carga orgánica por volumen, kg DBO/m ³ /día	0.656		0.84	0.3	0.4
4. Volumen total aeradores, m ³	80,000		62,500	250,000	187,500
5. Número de unidades	32		12	8	8
6. Volumen c/u, m ³	2,500		5,210	31,250	23,500
7. Periodo de retención con caudal-Prom. anual, horas	9		7	28	21
8. Aire comprimido		Alternativa igual a A-1			
a) Requisitos					
CF/lb DBO removidas	900				
b) CFM (promedio anual)	65,000				
c) CFM (máximo diario)	92,000				
d) CFM (máximo horario)	130,000				
e) Requisitos de energía					
1) CFM/HP	23				
2) Capacidad instalada, HP	4,000				
3) Chequeo, KWH/kg DBO rem.	1.5				
9. Aeración mecánica					
a) C.O./carga, kg O ₂ /kg DBO	-		2.0	2.5	2.5
b) Requisitos de oxígeno, kg O ₂ /día	-		105,000	187,500	187,500
c) Aeradores adoptados					
1) Capacidad kg O ₂ /kwh (campo)	-		2	2	2
2) Número	-		24	48	48
3) HP c/u	-		150	125	125
4) Capacidad instalada total, HP	-		3,600	6,000	6,000
ídem, kw	-		2,680	4,474	4,474
5) Consumo energía, % cap. inst. (1993)	100		81.8	75.4	83.3
6) Consumo oxígeno, kg O ₂ /kg DBO	-		1.8 + 10%	1.9 + 10%	2.1 + 10%

Tabla 3 (cont.)

Descripción	Alternativas				
	A-1	A-2	B-1	B-2	B-3
10. Parámetros operacionales aerador					
a) SSLM,mg/lt	2,700		3,500	5,000	4,000
b) Retorno de lodos:					
% caudal prom.	50		107.8	134.7	134.7
% máx.hor.seco	-		80	100	100
m ³ /seg (máx.)	-		3.910	4.894	4.894
m ³ /seg (min)	-		2.666	3.333	3.333
c) Kg DBO/ton SSLM/hr	23.93		34.28	2.14	4.76
d) Kg DBO/kg.SSLM(C/M)	0.24		0.24	0.06	0.10
e) Edad del lodo:					
Gould, días	4.17		4.17	16.7	10
Eckenfelder, días	6.0		6.7	21.7	10.8
f) Producción de lodo de exceso, kg SS/m ³ /día	0.45		0.512	0.224	0.389
g) Índice de volumen de lodos esperado en el aerador	100		100	80	100
h) Chequeo eficiencia proc.secundario según C., % rem. DBO	90 - 92		91 - 93	95 - 98	94 - 97
11. Sedimentador secundario					
a) Caudal adoptado m ³ /seg	4.894		4.894	4.894	4.894
b) Carga superficial, m ³ /m ² /hora	1.631		1	1	1
c) Area total, m ²	10,800		17,620	17,620	17,620
d) No.de unidades	40		8	8	8
e) Area c/u, m ²	255		2,202	2,202	2,202
f) Profundidad efectiva, m	3.30		2	1.5	2
g) Volumen neto, c/u, m ³	841.5		4,400	3,300	4,400
h) Periodo de retención, hr	1.91		2	1.5	2
i) Caudal promedio, m ³ /seg	2.474		2.474	2.474	2.474
j) Caudal recirc.,% prom.	50		100	130	130
k) Caudal total al sedimentador, m ³ /seg	3.711		4.948	5.690	5.690
l) Carga superficial promedio, m ³ /m ² /hr	1.237		1.01	1.16	1.16
m) Carga de sólidos promedio, kg SS/m ² /día	80.1		84.9	139.5	111.6

Alternativa igual a A-1

Tabla 3 (cont.)

Descripción	Alternativas				
	A-1	A-2	B-1	B-2	B-3
C. Tratamiento y disposición de sólidos					
1. Sólidos removidos					
a) Del proceso primario, kg SS/día	52,500		56,000	-	-
b) Exceso del secundario, kg SS/día	36,000		32,000	56,000	73,000
c) Total sólidos, kg SS/día	88,500		88,000	56,000	73,000
2. Preespesador					
a) Carga de sólidos kg SS/día/m ²	-	Alternativa igual a A-1	40	30	30
b) Área total, m ²	-		2,200	1,867	2,433
c) No. de unidades	-		4	4	4
d) Área c/u	-		550	467	606
e) Profundidad, m	-		3	3	3
f) Contenido de sólidos inferior, %	-		4.5	4.5	4.5
3. Digestores					
a) Kg SSV/día	66,380		66,000		
b) Carga orgánica kg SSV/m ³ /día	1.208		1.347		
c) Vol. digestores, m ³	54,960		49,000		
d) No. total digestores	12		8		
e) Vol., c/u, m ³	4,580		6,125		
f) Reducción de sólidos volátiles, %	50		50		
g) Sólidos en lodo digerido, kg SS/día	55,300		55,000		
h) Periodo de retención promedio, días	24		22		
4. Lechos de secado					
a) Población equiv., hab.	1'390,000		1'390,000	1'390,000	1'390,000
b) carga, PE/m ²	3.5		10	10	8
c) Lechos área total m ²	400,000		140,000	140,000	175,000
d) Carga de sólidos promedio, kg SS/día	55,300		55,000	56,000	73,000
idem, kg SS/m ² /día	0.138		0.393	0.400	0.417

Tabla 3 (cont.)

Descripción	Alternativas				
	A-1	A-2	B-1	B-2	B-3
D. Remoción de DBO promedio					
1. Remoción global, %	93	Alternativa igual a A-1	93	96	94
2. Remoción en los procesos: kg DBO _r /día					
a) En primario	22,500		22,500	-	-
b) En secundario	47,250		47,250	72,000	70,500
c) Total	69,750		69,750	72,000	70,500
3. Remoción total de DBO (1975-1978), ton DBO					
a) En primario	9,477		9,477	-	-
b) En secundario	19,900		19,900	30,326	29,694
c) Total	29,377		29,377	30,326	29,694

Tabla 9

Comparación de Costos Anuales de las Alternativas A-1 y B-2
Miles de cruzeiros. Valor real. Referencia mayo 1973

Año		Alternativas consideradas									
		A-1		A-2		B-1		B-2		B-3	
1974-1978	Total costos de construcción	62,829.3		40,242.4		38,441.0		32,425.0		32,800.0	
	Costos financieros		19,169.8		12,278.3		11,728.7		9,893.1		10,007.5
	Personal y mantenimiento		5,094.1		2,932.8		4,039.0		3,415.0		3,431.0
	Energía y comp. químicos		7,279.5		6,811.3		2,952.0		3,849.0		4,125.0
	Costos de operación gen.		1,237.4		750.0		699.0		726.0		756.0
	Total O & M		13,661.0		10,494.1		7,690.0		7,990.0		8,312.0
	Total costos anuales		32,780.8		22,772.4		19,418.7		17,883.1		18,319.5
1979-1983	Total costos de construcción	37,073.7		59,661.4		29,991.0		26,830.0		26,577.0	
	Costos financieros		51,049.8		43,655.6		33,463.6		28,694.2		28,854.2
	Personal y mantenimiento		9,747.6		9,747.6		7,247.0		5,986.0		6,006.0
	Energía y comp. químicos		13,893.9		13,893.9		6,599.0		8,402.0		8,994.0
	Costos de operación gen.		2,364.1		2,364.1		1,385.0		1,440.0		1,500.0
	Total O & M		26,005.6		26,005.6		15,231.0		15,828.0		16,500.0
	Total costos anuales		77,055.4		69,661.2		48,694.6		44,522.2		45,354.2
1984-1988	Total costos de construcción	52,022.1		52,022.1		30,697.0		25,886.0		25,844.0	
	Costos financieros		79,974.4		79,059.4		52,647.7		45,375.6		45,439.9
	Personal y mantenimiento		12,500.0		12,500.0		10,287.0		7,984.0		8,014.0
	Energía y comp. químicos		18,641.8		18,641.8		9,281.0		11,860.0		12,701.0
	Costos de operación gen.		3,114.2		3,114.2		1,960.0		1,986.0		2,072.0
	Total O & M		34,256.0		34,256.0		21,528.0		21,850.0		22,787.0
	Total costos anuales		114,230.4		113,315.4		74,175.7		67,225.6		68,226.0
1989-1993	Total costos de construcción	44,691.7		44,691.7		27,397.0		26,010.0		25,982.0	
	Costos financieros		111,622.9		86,818.6		71,666.3		61,785.8		61,827.8
	Personal y mantenimiento		14,721.2		14,721.2		12,053.0		9,492.0		9,547.0
	Energía y comp. químicos		24,971.1		24,971.1		12,634.0		17,997.0		17,144.0
	Costos de operación gen.		3,969.2		3,969.2		2,514.0		2,749.0		2,670.0
	Total O & M		43,661.5		43,661.5		27,651.0		30,238.0		29,361.0
	Total costos anuales		155,284.4		130,480.1		99,317.3		92,023.8		91,188.8
	Total costos construcción	196,616.8		196,616.8		128,526.0		111,151.0		111,203.0	
	Total general anuales *	575,967.8		532,845.9		370,132.3		332,805.7		334,291.5	

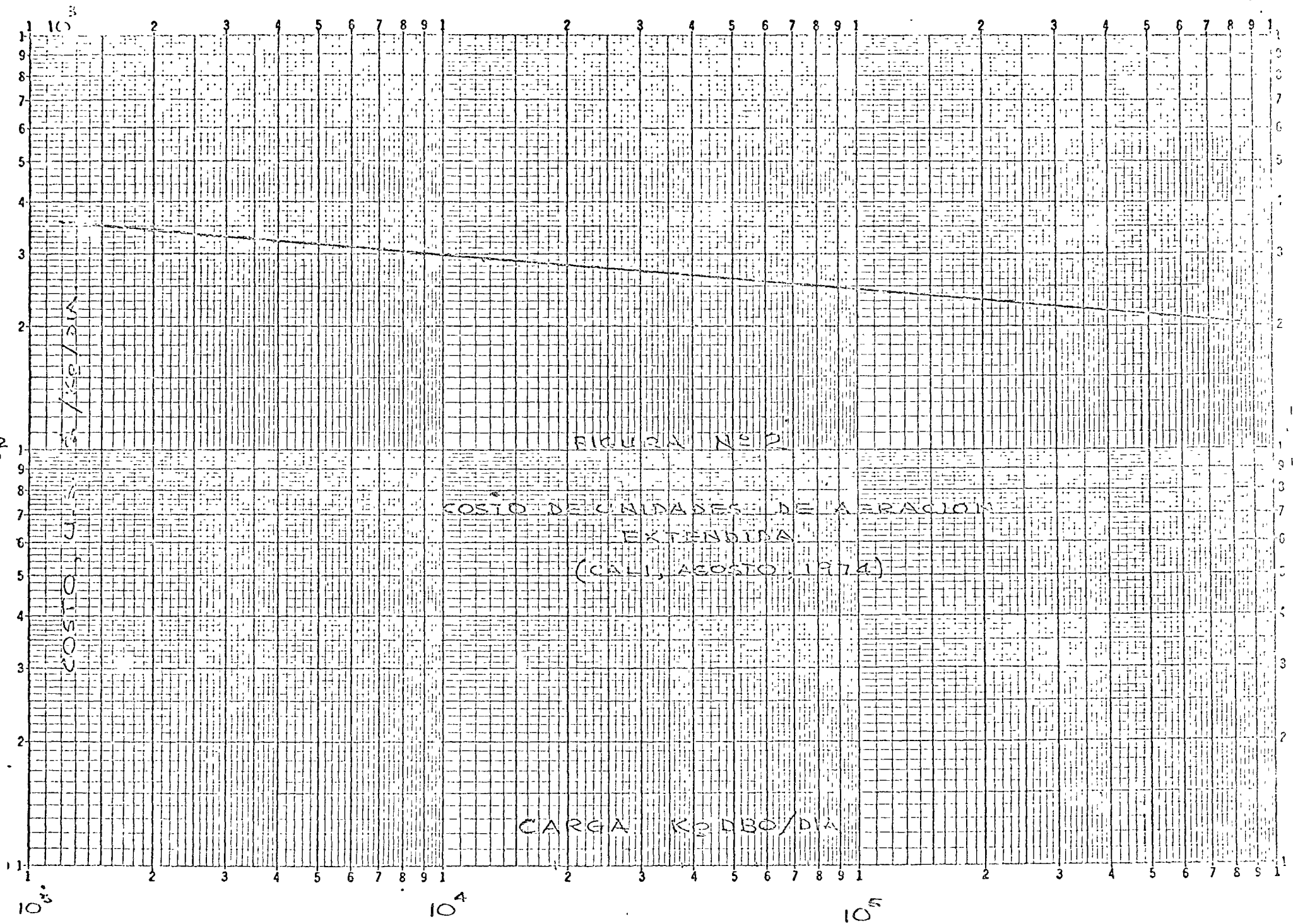
* Periodo 1974 - Final del último pago de empréstitos

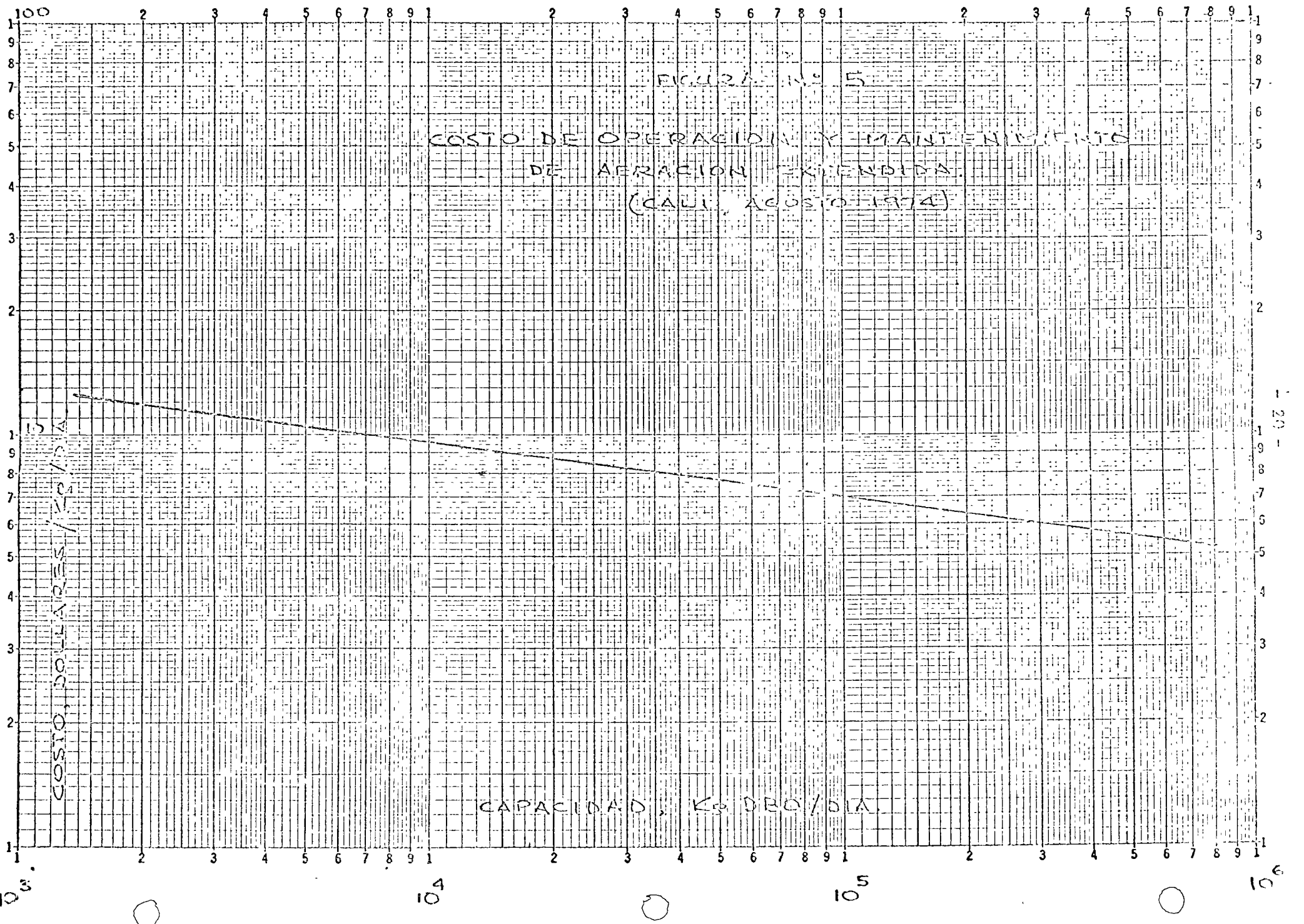
Tabla 10

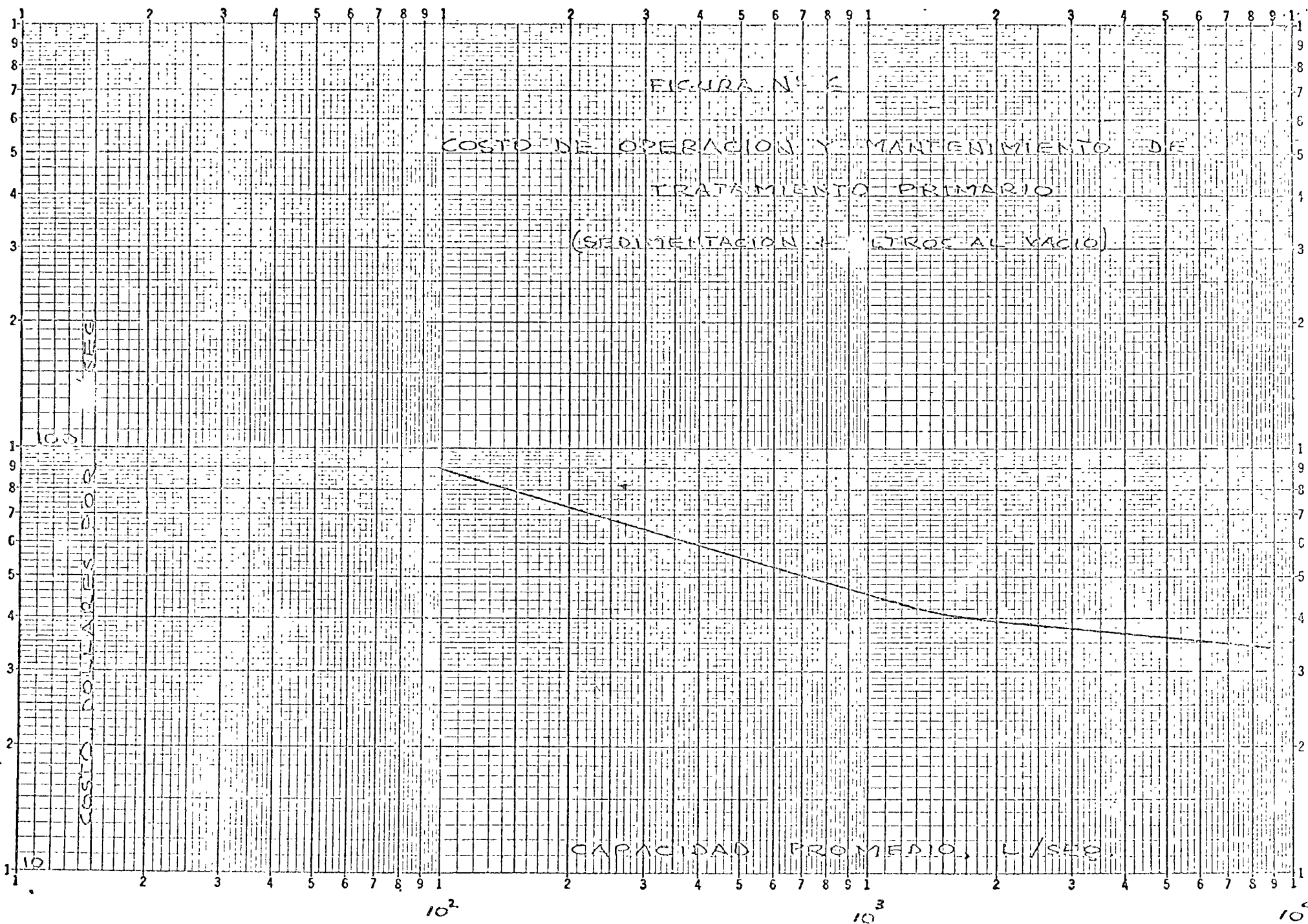
Comparación de Costos Anuales de las Alternativas A-1 y B-2
Miles de cruzeiros

Años	Discriminación	Valor real (mayo 1974)				Valor presente (mayo 1974)			
		Alternativa A-1		Alternativa B-2		Alternativa A-1		Alternativa B-2	
1974-1978	Total costos de construcción	82,350.4		42,499.4		71,461.1		36,879.6	
	Costos financieros	25,125.8		12,966.9		16,704.7		8,621.0	
	Personal y mantenimiento	6,204.1		4,159.1		4,250.3		2,849.3	
	Energía y comp. químicos	7,924.6		4,048.7		5,429.1		2,773.8	
	Costos de operación gen.	1,507.0		884.2		1,032.4		605.8	
	Total O & M	15,635.7		9,092.0		10,711.8		6,228.9	
	Total costos anuales		40,761.5		22,058.9		27,416.5		14,849.9
1979-1983	Total costos de construcción	48,592.5		35,166.1		26,182.4		18,948.1	
	Costos financieros	66,911.0		37,609.5		31,499.0		17,705.0	
	Personal y mantenimiento	11,871.6		7,290.3		5,588.6		3,432.0	
	Energía y comp. químicos	15,076.5		8,834.5		7,097.4		4,158.9	
	Costos de operación gen.	2,879.2		1,753.8		1,355.4		825.6	
	Total O & M	29,827.3		17,878.6		14,041.4		8,416.5	
	Total costos anuales		96,738.2		55,488.1		45,540.4		26,121.5
1984-1988	Total costos de construcción	72,117.5		33,928.8		24,127.8		11,351.3	
	Costos financieros	104,822.4		59,473.8		30,639.6		17,384.2	
	Personal y mantenimiento	15,223.8		9,723.7		4,449.9		2,842.2	
	Energía y comp. químicos	20,247.2		12,488.9		5,918.2		3,650.5	
	Costos de operación gen.	3,792.8		2,418.7		1,108.7		707.0	
	Total O & M	39,263.8		24,631.3		11,476.8		7,199.7	
	Total costos anuales		144,086.2		84,105.1		42,116.4		24,583.9
1989-1993	Total costos de construcción	58,577.4		34,091.3		12,168.7		7,082.0	
	Costos financieros	146,304.1		80,982.7		26,551.3		14,696.7	
	Personal y mantenimiento	17,928.9		11,560.3		3,253.7		2,098.0	
	Energía y comp. químicos	27,131.3		18,908.5		4,923.8		3,431.7	
	Costos de operación gen.	4,834.1		3,348.0		877.3		607.6	
	Total O & M	49,894.3		33,816.8		9,054.8		6,137.3	
	Total costos anuales		196,198.4		114,799.5		35,606.1		20,834.0
	Total costos construcción	257,705.8		145,685.6		133,940.0		74,261.0	
	Total general anuales*	7 6 4 , 4 8 8 . 1		4 1 5 , 5 1 2 . 6		1 7 3 , 9 6 5 . 5		9 7 , 6 8 3 . 6	

* Periodo 1974 - Final del último pago de empréstitos







ANEXO 1

COSTOS UNITARIOS PARA AGOSTO 1974

Fuentes: Encali (Costos)
Camacol (Indices)*

	<u>UNIDAD</u>	<u>\$/UNIDAD</u>
1. Excavación en tierra	m ³	0.80
2. " " conglomerado	m ³	1.05
3. Suministro y colocación de grava	m ³	6.73
4. Arena	m ³	6.00
5. Hormigón armado	m ³	101.70
6. Hormigón simple	m ³	33.00
7. Tubería de concreto simple instalada		
27"	m	32.97
24	m	27.47
20	m	19.78
18	m	15.93
16	m	14.24
14	m	12.63
12	m	11.00
8. Energía	KWH	Pesos 0.22

* Índice aplicado entre Diciembre 1973 y Agosto 1974 = 23% (262.16/213.00)

Cambio Diciembre 1973 24.60 Pesos

US \$

CALCULO DE COSTOS DE OBRA CIVIL Y EQUIPOS
(ESTACION DE 18750 K₂/D)

		CANTIDAD	COSTO US\$	
DESCRIPCION DEL EQUIPO	UNIDAD	VALOR	UNITARIO	TOTAL
A. <u>TRATAMIENTO PRELIMINAR</u>				
1. Obra civil				
a. Desarenador: concreto	m ³	200	101.70	20,340
b. Excavación	m	75	0.80	60
c. Conexión con interceptor	S.G.	-	-	2,000
d. Estructuras divisorias, de concreto	m ³	150	101.70	15,255
Total obra civil				37,655
2. Equipos				
a. Cribas gruesas	m ³ /h	5,400	9.00	48,600
b. Desarenador Dorr Oliver	m ²	145	477.00	69,165
c. Equipo de medición de caudal	S.G.	1	2,500.00	2,500
Total equipos				120,265
Total preliminar				157,920
B. <u>TRATAMIENTO PRIMARIO</u> *				
1. Obra civil				
a. Concreto sedimentador	m ³	950	101.70	96,615
b. Excavación	m	1,200	0.80	960
Total obra civil				97,575
2. Equipos				
a. Puente giratorio, removedor de espuma y raspador	No.	1	82,300.00	82,300
b. Bomba de lodos centrífuga	No.	2	9,250.00	18,500
Total equipos				100,800
Total primario				198,375
C. <u>LOGOS ACTIVADOS</u>				
1. Obra civil				
a. Concreto áscaradores/sedin.	m ³	5,920	101.70	602,064
b. Excavación	m	53,400	0.80	42,720
Total obra civil				644,784

* Costos excluidos

DESCRIPCION DEL EQUIPO	CANTIDAD		COSTO US\$	
	UNIDAD	VALOR	UNITARIO	TOTAL
H. OBRAS GENERALES				
1. Obra civil				
a. Edificio administración*	S.G.	-	-	(60,000)
b. " mantenimiento*	S.G.	-	-	(24,000)
c. Excavación general	m ³	2,000	0.70	1,400
d. Relleno general	-	-	-	-
e. Caminos	S.G.	-	-	120,000
f. Materiales prefabricados y tuberías de concreto	S.G.	-	-	140,000
g. Concreto canal de descarga y by pass	m ³	250	101.70	25,425
h. Diques de protección	-	-	-	-
Total obra civil				236,825
2. Equipos generales				
a. Equipos eléctricos y paneles aeradores y bombas	S.G.	-	-	470,000
b. Instalación p. automatización y controles	S.G.	-	-	130,000
c. Bomba agua lavado centrífuga A=40 m	No.	1	5,390.00	5,390
d. Bomba para drenaje centrífuga A=10 m	No.	1	3,850.00	3,850
e. Conductos eléctricos edificios	S.G.	-	-	3,200
f. Camiones basculantes	No.	3	13,200.00	39,600
g. Equipo de oficina y laboratorio, herramientas y eventuales	S.G.	-	-	33,800
h. Iluminación planta y edificios	S.G.	-	-	16,600
i. Transformador y sub-estación eléctrica	S.G.	-	-	7,700
Total equipos				710,140
Total obras generales				996,965
I. COSTO TOTAL DE CONSTRUCCION				4,131,975
J. COSTO IMPREVISTOS, CONTINGENCIAS, I. GEMARIA, CONSTRUCCION Y SUPERVISION Y COSTOS LEGALES, 30%				1,239,472
K. COSTOS DE TERRENO *				-
L. TOTAL OBRA CIVIL				1,905,690

* Costos excluidos

DESCRIPCION DEL EQUIPO	CANTIDAD		COSTO US\$	
	UNIDAD	VALOR	UNITARIO	TOTAL
M. <u>TOTAL BOMITOS</u>				2,225,005
N. <u>COSTO GLOBAL DE CONSTRUCCION</u>				5,371,047

CALCULO DE COSTOS DE OBRA CIVIL Y EQUIPOS
(ESTACION DE 75,000 KG/D)

DESCRIPCION DEL EQUIPO	CANTIDAD		COSTO US\$	
	UNIDAD	VALOR	UNITARIO	TOTAL
A. <u>TRATAMIENTO PRELIMINAR</u>				
1. Obra civil				
a. Desarenador: concreto	m ³	300	101.70	31,360
b. Excavación	m ³	300	0.80	240
c. Conexión con interceptor	S.G.	-	-	2,000
d. Estructuras divisorias de concreto	m ³	600	101.70	61,020
Total obra civil				144,620
2. Equipos				
a. Grillas gruesas	m ² /h	21,600	9.00	194,400
b. Desarenador Borr Oliver	m ²	500	477.00	276,500
c. Equipo de medición de caudal	S.G.	1	7,500.00	7,500
Total equipos				478,560
Total preliminar				623,180
B. <u>TRATAMIENTO PRIMARIO *</u>				
1. Obra civil				
a. Concreto sedimentador	m ³	3,300	101.70	336,460
b. Excavación	m ³	4,800	0.80	3,840
Total obra civil				390,300
2. Equipos				
a. Puente giratorio, removedor de espuma y raspador	No.	4	32,300.00	329,200
b. Bomba de lodos centrífuga	No.	8	9,250.00	74,000
Total equipos				403,200
Total primario				793,500
C. <u>LODOS ACTIVADOS</u>				
1. Obra civil				
a. Concreto aeradores/sedim.	m ³	23,080	101.70	2,403,256
b. Excavación	m ³	212,600	0.80	170,880
Total obra civil				2,579,136

* Costos excluidos

DESCRIPCION DEL EQUIPO	UNIDAD	CANTIDAD		COSTO US\$	
		VALOR	UNITARIO	TOTAL	
2. Equipos					
a. Aeradores mecánicos	KW	4,320	770.00	3,326,400	
b. Puente, removedor de espuma y raspador	No.	8	92,310.00	738,480	
c. Bomba de tornillo para lodo, retorno	No.	8	39,600.00	316,800	
Total equipos				4,381,680	
Total secundario				6,969,816	
D. DESINFECTACION	(No Necesario)				
E. ESPESADORES					
1. Obra civil					
a. Concreto	m ³	720	101.70	73,224	
b. Excavación	m ³	5,600	0.80	4,480	
Total obra civil				77,704	
2. Equipos					
a. Puente, agitador y raspador tipo picket	No.	4	53,200.00	212,800	
Total equipo				212,800	
Total espesadores				290,504	
F. DIGESTION Y TRANSPORTE	(No Necesario)				
G. DISPOSICION FINAL: SECADO					
1. Obra civil					
a. Lechos de secado	m ²	140,000	26.20	3,668,000	
Total obra civil				3,668,000	
2. Equipos					
a. Bomba pistón para lodo de exceso 175 m ³ /h	No.	8	9,610.00	76,880	
b. Idem 245 m ³ /h	No.	8	10,000.00	80,000	
c. Equipos limpieza para lechos de secado	S.G.	1	249,400.00	249,400	
d. Bombas para descarga a lechos de secado, 30m ³ /h	No.	6	19,400.00	116,400	
e. Bomba para lodo Hydrofoor, 1 m ³ /h	No.	2	2,500.00	5,000	
Total equipos				527,680	
Total disposición final				3,895,680	

		CANTIDAD	COSTO US\$		
DESCRIPCION DEL EQUIPO	UNIDAD	VALOR	UNITARIO	TOTAL	
H. <u>OBRAS GENERALES</u>					
1. Obra civil					
a. Edificio administración	S.G.	-	-	(70,000)	
" mantenimiento	S.G.	-	-	(30,000)	
b. Subestructuras administr.					
c. Excavación general	m ³	3,000	0.80	6,400	
d. Relleno general	-	-	-	-	
e. Caminos	S.G.	-	-	210,000	
f. Materiales prefabricados y tuberías de concreto	S.G.	-	-	560,000	
g. Concreto canal de descarga y by pass	m ³	700	101.70	71,190	
h. Diques de protección					
Total obra civil				847,590	
2. Equipos generales					
a. Equipos eléctricos y paneles aeradores y bombas	S.G.	-	-	1,495,000	
b. Instalación p. automatización y controles	S.G.	-	-	265,000	
c. Bomba agua lavado centrífuga 40"=40m	No.	1	5,390.00	5,390	
d. Bomba para drenaje centrífuga 16"=16m	No.	2	3,850.00	7,700	
e. Conductos eléctricos edificios	S.G.	-	-	3,200	
f. Camiones basculantes	No.	4	13,200.00	52,800	
g. Equipo de oficina y laboratorio, herramientas y eventuales	S.G.	-	-	33,800	
h. Iluminación planta y edificios	S.G.	-	-	26,800	
i. Transformador y subestación eléctrica	S.G.	-	-	30,800	
Total equipos				1,920,490	
Total obras generales				2,768,080	
I. <u>COSTO TOTAL DE CONSTRUCCION</u>				14,538,260	
J. <u>COSTOS PRELIVISTOS, CONTINGENCIAS, INGENIERIA, CONSTRUCCION Y SUPERVISION Y COSTOS LEGALES, 30%</u>				4,361,478	

DESCRIPCION DEL EQUIPO	CANTIDAD		COSTO US\$	
	UNIDAD	VALOR	UNITARIO	TOTAL
K. <u>COSTOS DE TERRENO</u>				
L. <u>TOTAL OBRA CIVIL</u>				7,017,050
M. <u>TOTAL EQUIPOS</u>				7,521,210
N. <u>COSTO GLOBAL DE CONSTRUCCION</u>				18,899,738

RESUMEN DE COSTOS DE EQUIPOS MECANICOS
BRASIL, MAYO 1973

DESCRIPCION DEL EQUIPO	CANTIDAD		COSTO LS \$	
	UNIDAD	VALOR	UNITARIO	TOTAL
A. TRATAMIENTO PRELIMINAR				
1. Cribas gruesas de limpieza mecánica	m ³ /h	5,400	7.26	39,230
2. Desarenador Dorr-Oliver φ = 13-6 m., 1500L/seg	m ²	145	381.96	55,380
B. TRATAMIENTO PRIMARIO				
1. Puente giratorio con removedor de espuma y raspadores de lodos φ = 57 m.	m	57	1,555.19	65,850
2. Bomba de lodos centrífuga altura manométrica = 6 m	m ³ /h	120	61.54	7,380
C. AERACIONES				
1. Aeradores mecánicos Simcar 25 RPM inc. Motor y reductor	KW	90	615.38	55,380
	KW	110	598.60	65,850
2. Decantadores secundarios puente doble inc. removedor de espuma y raspador	m	53	1,393.32	73,850
3. Bomba de tornillo de altura manométrica = 3 m.				
a. Prom - 1480 (m ³ /h)	m ³ /h	1200/1760	21.41	31,690
b. Prom - 1850 (m ³ /h)	m ³ /h	1500/2200	19.96	36,920
D. DESINFECTACION				
1. Equipo de cloración inc. cloradores, evaporadores, detectores, tuberías, etc.	S.G.	1	-	56,900
E. ESPESALDORES				
1. Puente agitador y raspador tipo Picket φ =	m	26.5	2,089.98	55,380
2. " " φ =	m	21.5	1,982.11	42,615
F. BOMBAS PARA LODO DE EXCESO				
1. Para lodo primario: centrífuga, altura manom = 6 m	m ³ /h	120	61.54	7,380
2. Para lodo secundario: centrífuga, altura manom = 5 m	m ³ /h	175	43.96	7,690
3. " " "	m ³ /h	245	32.65	8,000
4. " " "	m ³ /h	220	36.37	8,000
5. " " "	m ³ /h	300	29.74	8,920

		CANTIDAD		COSTO US \$	
	DESCRIPCION DEL EQUIPO	UNIDAD	VALOR	UNITARIO	TOTAL
C.	<u>DIGESTORES</u>				
1.	Bomba de pistón para lodo primario - impulsador altura manométrica = 30 m.	m ³ /h	35	593.41	20,770
2.	Igual para lodo densificado la digestor	m ³ /h	30	517.95	15,540
3.	Compresor de gas para mezcla digestor	S.G.	1	-	82,776
4.	Intercambiador de calor	S.G.	1	-	25,853
5.	Bomba para circulación tipo pistón A.M. = 30 m	m ³ /h	50	415.38	20,770
6.	Bomba centrífuga p. agua fría A.M. = 10 m	m ³ /h	30	107.69	3,230
7.	Tanque almacen. gas	m ³	200	192.31	38,462
H.	<u>DISPOSICION DE LECOS</u>				
1.	Bomba de pistón para lodo digerido A.M. = 30 m	m ³ /h	30	517.95	15,538
2.	"	m ³ /h	33	477.73	15,665
3.	Equipos de limpieza para lechos de secado	S.G.	1	-	132,920
4.	Bombas para descarga de espuma A.M. = 10 m y triturador	m ³ /h	10	246.15	2,460
5.	Hidrofofo para triturador	m ³ /h	1	2,000.00	2,000
I.	<u>EQUIPOS MISCELANEOS</u>				
1.	Equipos eléctricos y paneles aeración mecánica y bombas	S.G.	1	-	376,610
2.	Instalación para automatización de controles para bombas y aeradores	S.G.	1	-	106,310
3.	Bomba para agua de lavado A.M. = 40 m. (centrífuga)	m ³ /h	2.0	215.38	4,310
4.	Bomba para drenaje A.M. = 10 m (centrífuga)	m ³ /h	50	61.54	3,080
5.	Ventilación p. edificio de control digestores (intercambiador de calor)	S.G.	1	-	5,230
6.	Conductos eléctricos p. edificios	S.G.	1	-	3,230
7.	Idem p. digestores	S.G.	1	-	620
8.	Camiones basculantes p. lodo seco		1	13,200.00	13,200
9.	Herramientas y eventuales	S.G.	1	-	33,850
10.	Iluminación de planta y edificios	S.G.	1	-	10,620

CALCULO PARA PROYECTOS DE TERRENO PARA PLANTAS
DE TRATAMIENTO (CONDICIONES AÑO 2015)

DESCRIPCION	DESCARGAS					
	CALI	YUMBO	LLOREDA	PROPAL	CARTON	TITAN
1. Caudal adoptado, m ³ /seg	52.9	1.0	0.11	1.33	1.77	0.17
2. Tratamiento preliminar						
a. Cribas	SI	SI	SI	SI	SI	SI
b. Desarenadores	SI	SI	NO	NO	NO	NO
(1) m ³ /m ² /hr	40	40	-	-	-	-
(2) Area, m ²	4,700	90	-	-	-	-
3. Tratamiento primario	NO	NO	SI	SI	SI	SI
a. m ³ /m ² /hr	-	-	0.5	0.5	0.5	0.5
b. Caudal adoptado, m ³ /seg	-	-	0.11	1.33	1.77	0.17
c. Area, m ²	-	-	792	9,500	12,740	1,220
4. Tratamiento secundario	SI	SI	SI	SI	SI	SI
a. Carga cruda, Kg DBO/DIA	521,250	17,410	4,584	40,480	54,060	1,719
b. Remoción en primario, %	0	0	35	20	20	35
Kg/DIA	0	0	1,500	8,100	10,810	600
c. Remoción global, %	80	80	80	80	80	80
Kg/DIA	417,000	13,930	3,670	32,380	43,250	1,375
d. Remoción en secundario, %	95	95	95	95	95	95
e. Carga a secundario, Kg/DIA	432,000	14,700	2,179	22,558	34,147	816
f. Area secundario @ 1.5Kg, m ² m ² /hr	292,670	8,900	1,450	15,040	22,760	550
5. Sedimentador secundario						
a. Caudal, m ³ /seg	26.44	1.0	0.11	1.33	1.77	0.17
b. Area (1 m ³ , m ² m ² /hr	95,184	3,600	396	1,190	3,672	610

DESCRIPCION	DESCARGAS					
	CALI	YUMBO	LIORADA	PROPAL	CANTON	TITAN
6. Lechos de secado						
a. Población equivalente	8,130,000	272,000	40,351	417,740	632,351	15,100
b. Area $\text{C} \cdot \frac{10 \text{ m}^2}{\text{PE}}$	81,300	27,200	4,035	41,770	63,230	1,510
7. Subtotal área, m ²	400,684	39,790	6,673	67,580	102,132	3,820
8. Área adicional, %	10	30	30	10	10	30
9. Área total necesaria, Ha	45	5.0	1.0	8.0	10.0	1.0
10. Área necesaria en Cali, Ha	45					
11. Área necesaria en Llorada, Ha			1.0			
12. Área necesaria en Yumbo y demás industriales, Ha						

ANEXO C

RESUMEN DE COSTOS DE TRATAMIENTO
PRIMARIO MAS CÉLMAS GRUESAS

<u>DESCRIPCION</u>	<u>CAPACIDAD, L/sec</u>			
	<u>619</u>	<u>1233</u>	<u>1857</u>	<u>2476</u>
Total obra civil	112,899	225,700	338,670	451,560
Total equipos	149,400	239,800	443,200	597,600
Total costo construcción	262,290	524,500	786,870	1,049,160
Costos imprevistos, contingencias, ingeniería, construcción y super- visión y costos legales, 30%	78,687	157,374	236,061	314,743
Costo global de construcción	340,977	681,954	1,022,931	1,363,903
Costo global por L/sec	550.85	550.85	550.85	550.85

COSTO DE SALARIOS Y JORNIALES DE PERSONAL
(AMERACION EXTENDIDA)

FUNCION	SALARIO			TAMARO PLANTA, Kg/DIA					
	US \$ AÑO	Nº	18750 \$/AÑO	Nº	37500 \$/AÑO	Nº	56250 \$/AÑO	Nº	75000 \$/AÑO
1. Ingeniero Sanitario	7,000	1	7,000	1	7,000	1	7,000	1	7,000
2. Secretaria	1,600	1	1,600	1	1,600	1	1,600	1	1,600
3. Operador Jefe	5,000	1	5,000	1	5,000	1	5,000	1	5,000
4. Operador	1,400	-	-	-	-	1	1,400	1	1,400
5. Químico Asistente	4,000	1	4,000	1	4,000	1	4,000	1	4,000
6. Asistente de Laboratorio	1,400	-	-	-	-	1	1,400	1	1,400
7. Mecánico-Electricista Jefe	3,200	1	3,200	1	3,200	1	3,200	1	3,200
8. Mecánico	1,000	2	2,000	4	4,000	6	6,000	7	8,000
9. Electricista	1,000	1	1,000	2	2,000	2	2,000	2	2,000
10. Trabajadores	700	10	7,000	13	9,100	16	11,200	20	14,000
11. Guardianes	700	2	1,400	2	1,400	2	1,400	2	1,400
12. Choferes	1,000	1	1,000	1	1,000	2	2,000	2	2,000
TOTAL		21	33,200	27	38,300	35	44,200	41	51,000

Anexo 11

COSTOS DE ENERGIA PARA UNIDADES DE AERACION ENTENDIDA

1. SUPOSICIONES

- a) Existe suficiente cantidad de desecho para que unidades funcionen a capacidad final
- b) Se asume que 2.00 kg de oxígeno son consumidos por día (equivalente a $1.9 + 10\%$)
- c) Costo unitario de consumo de energía = 0.22 pesos/KWH
= US\$ 0.3/KWH
- d) Se asume 2 kg oxígeno transferidos por KWH input

	Tamaño planta, kg/día			
	<u>18,750</u>	<u>37,500</u>	<u>56,250</u>	<u>75,000</u>
Aeración				
MWH consumidos/año	6,775	13,550	20,325	27,101
Otros equipos				
MWH consumidos/año	1,045	2,060	3,066	4,071
Total MWH/año	7,823	15,610	23,391	31,172
Costo anual	64,930	129,563	194,145	258,727

Anexo 12

COSTO TOTAL DE OPERACION Y MANTENIMIENTO

PARA UNIDADES DE AERACION EXTENDIDA

(Dólares por año)

Descripción	Tamaño de planta, kg/día			
	18,750	37,500	56,250	75,000
1. Costos de personal	33,200	38,300	44,200	51,200
2. Costos de energía	64,930	129,563	194,145	258,727
3. Mantenimiento				
a. De obra civil al 0.5%	12,300	24,100	36,400	45,600
b. De equipos al 2%	57,870	165,430	159,340	195,550
4. Total	168,390	297,393	434,175	550,877
5. Costos totales:kg/día	8.98	7.93	7.72	7.34
6. Costos totales por PE	0.48	0.43	0.41	0.39
Costo obra civil	1,903,690	3,709,610	5,613,330	7,017,050
Costo equipos	2,225,885	4,055,010	6,128,605	7,521,210

COSTOS DE SALARIOS Y JORNALS DE PERSONAL

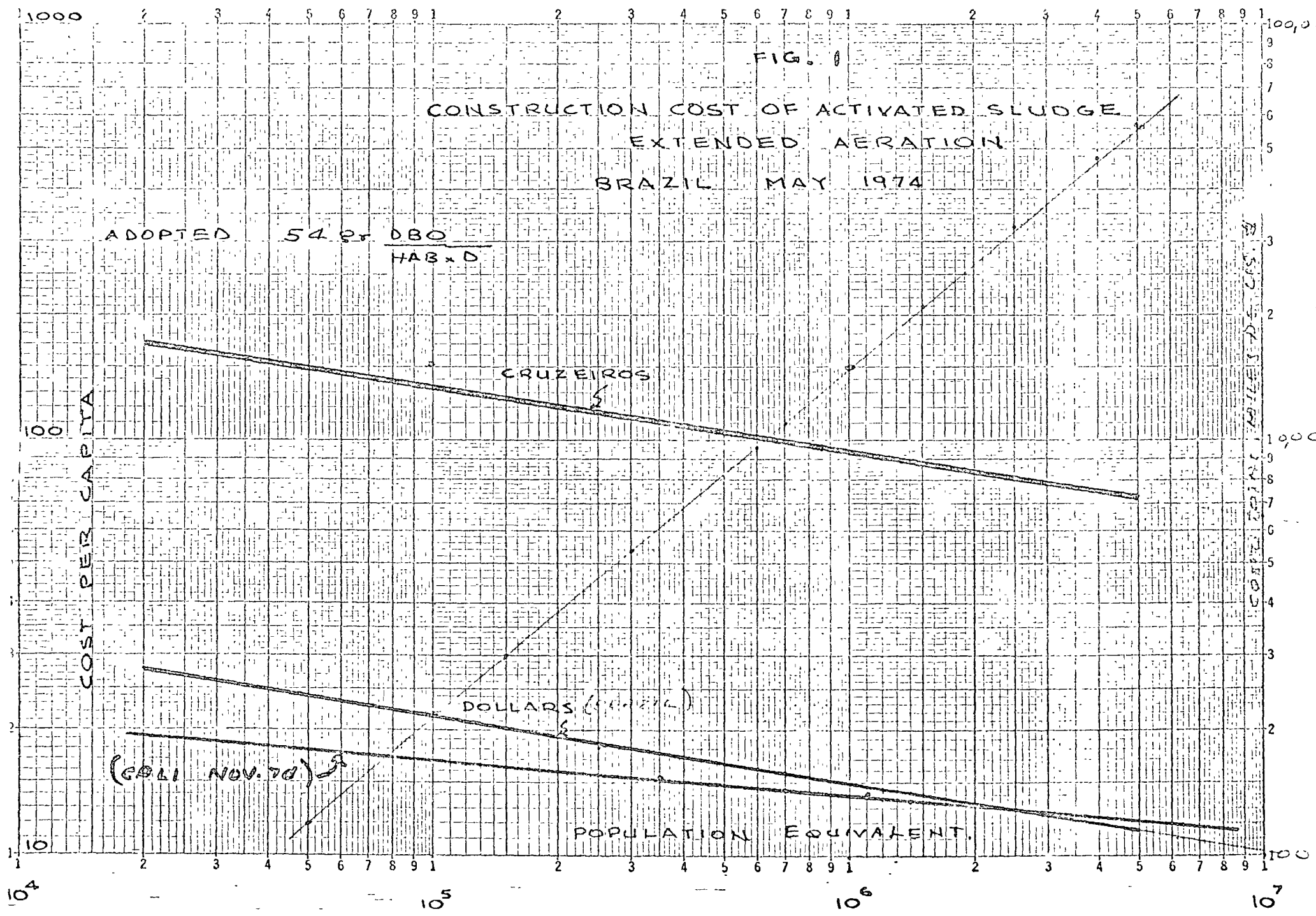
(TRATAMIENTO PRIMARIO MAS FILTRACION AL VACIO)

FUNCION	SALARIO			TRATAMIENTO PRIMARIO, \$/DIA					
	US \$	Nº	\$/AÑO	Nº	\$/AÑO	Nº	\$/AÑO	Nº	\$/AÑO
1. Operador Jefe	5,000	1	5,000	1	5,000	1	5,000	1	5,000
2. Operador	1,400	1	1,400	1	1,400	1	1,400	1	1,400
3. Asistente de laboratorio	1,400	1	1,400	1	1,400	1	1,400	1	1,400
4. Químico Asistente	400	-	-	-	-	1	400	1	400
5. Mecánico	1,600	1	1,600	1	1,600	2	2,000	2	2,000
6. Electricista	1,000	1	1,000	1	1,000	1	1,000	1	1,000
7. Trabajadores	700	4	2,800	6	4,200	8	5,600	10	7,000
8. Guardianes	700	2	1,400	2	1,400	2	1,400	2	1,400
TOTAL			14,000		15,400		21,600		23,200

ANEXO 14

COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO DE PLANTAS
DE TRATAMIENTO PRIMARIO

<u>DESCRIPCION</u>	<u>CAPACIDAD, L/seg</u>			
	<u>619</u>	<u>1233</u>	<u>1357</u>	<u>2476</u>
1. Costos de personal	14,000	15,400	21,800	23,200
2. Costos de energía	4,290	8,580	9,590	17,160
3. Mantenimiento				
a. De obra civil al 0.5%	640	1,270	1,900	2,540
b. De equipos al 2%	13,340	27,030	40,620	54,160
4. Total	32,270	52,330	73,910	97,060
5. Costos totales por L/seg	52.13	42.27	39.80	39.20
6. Costos totales por PE	0.092	0.075	0.070	0.069
Costo obra civil	126,847	253,695	380,542	507,390
Costo equipos, \$	667,040	1,354,030	2,031,120	2,703,160



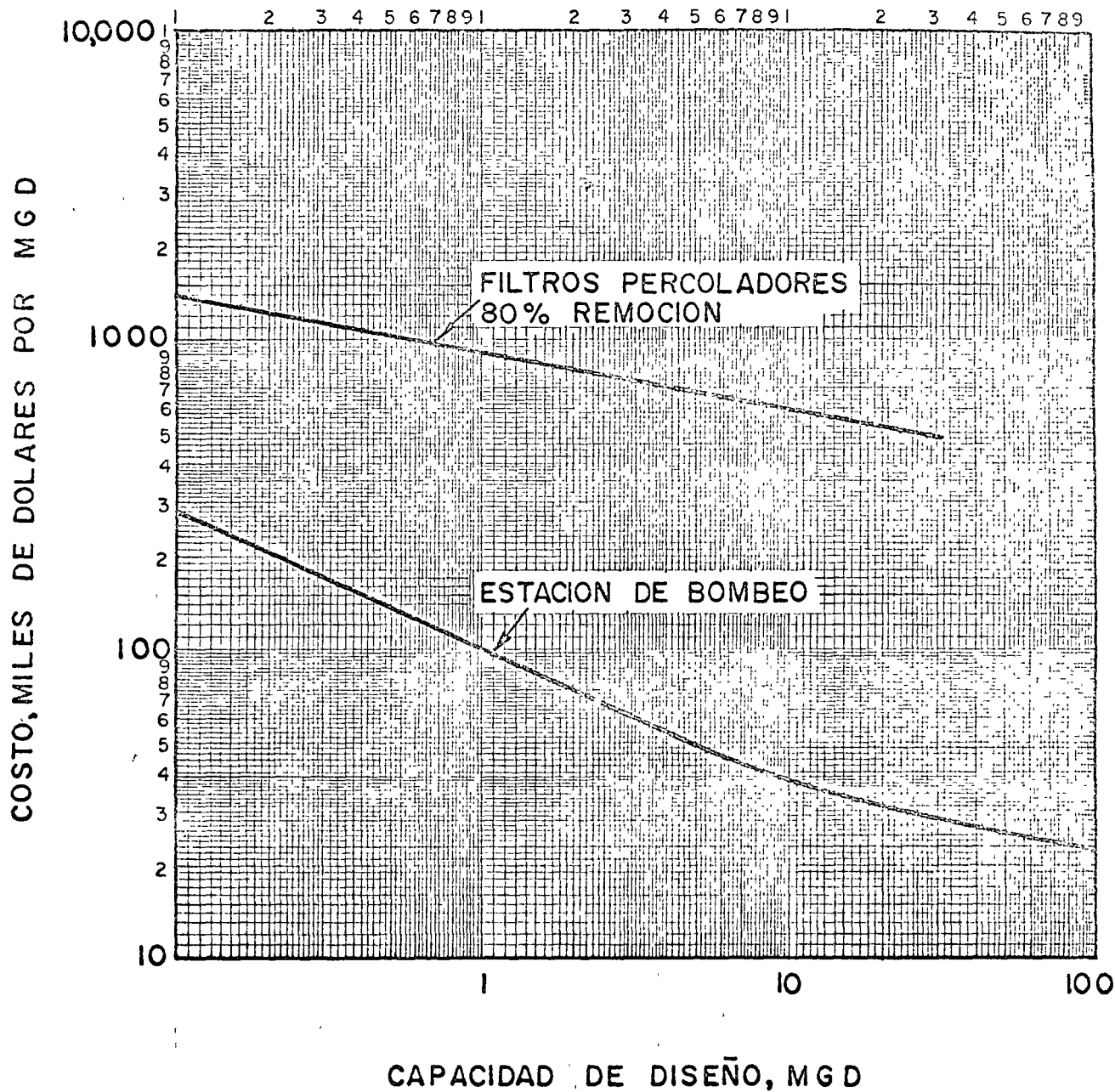


FIGURA N°3 COSTO DE CONSTRUCCION DE PLANTAS DE TRATAMIENTO

E.N.R. 1642

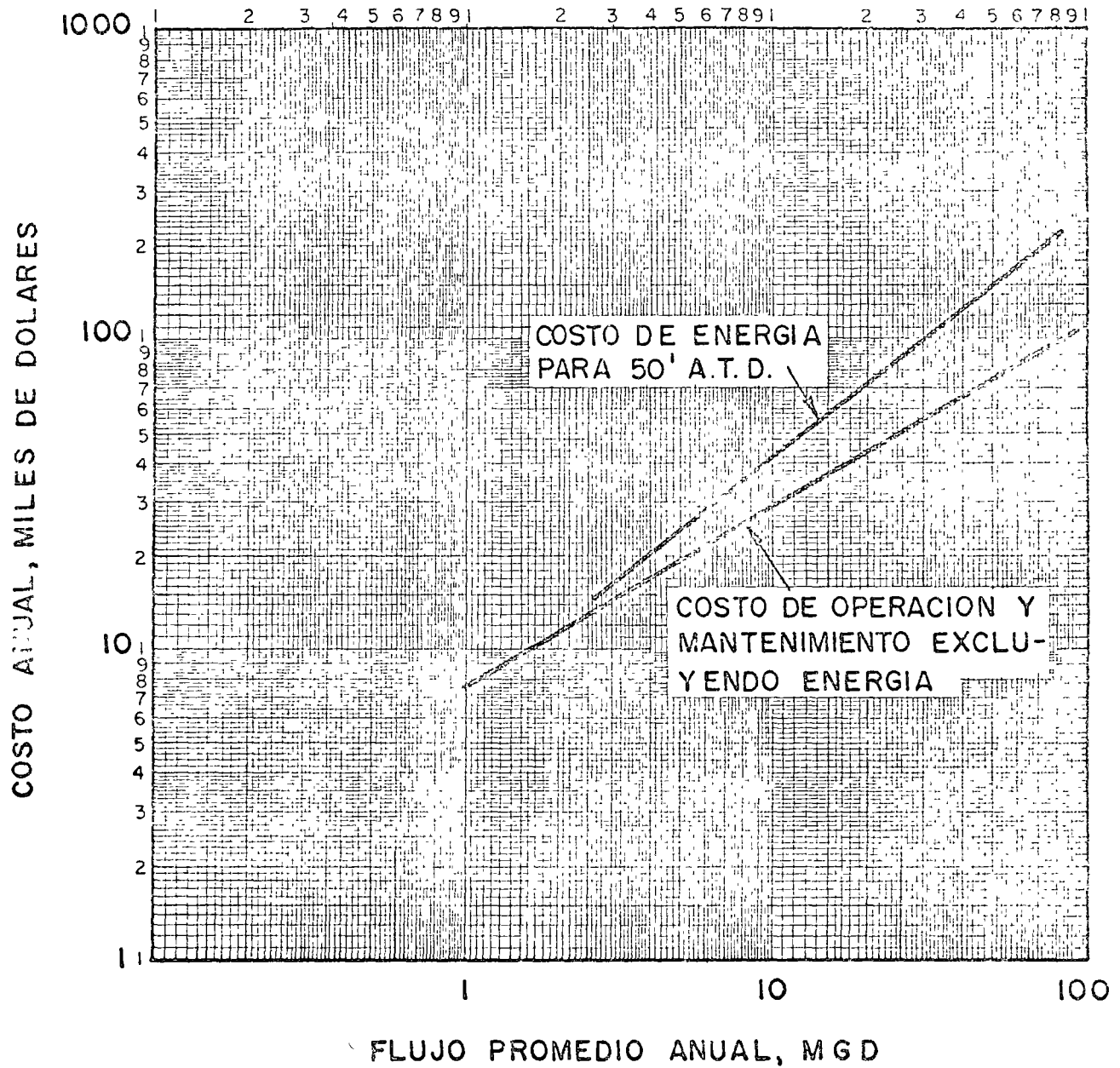
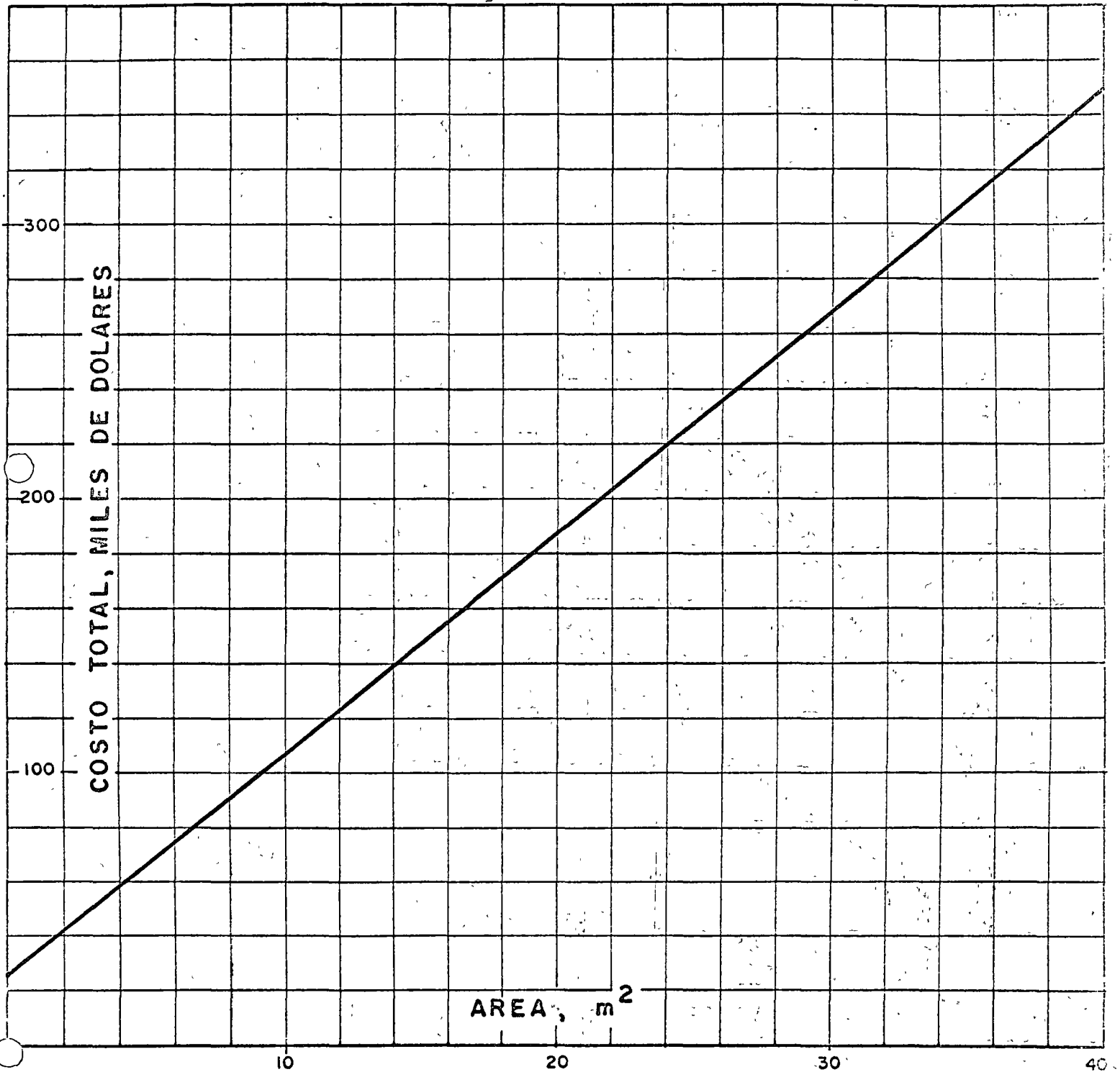


FIGURA N°4 COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO DE ESTACIONES DE BOMBEO — EN R. 1642

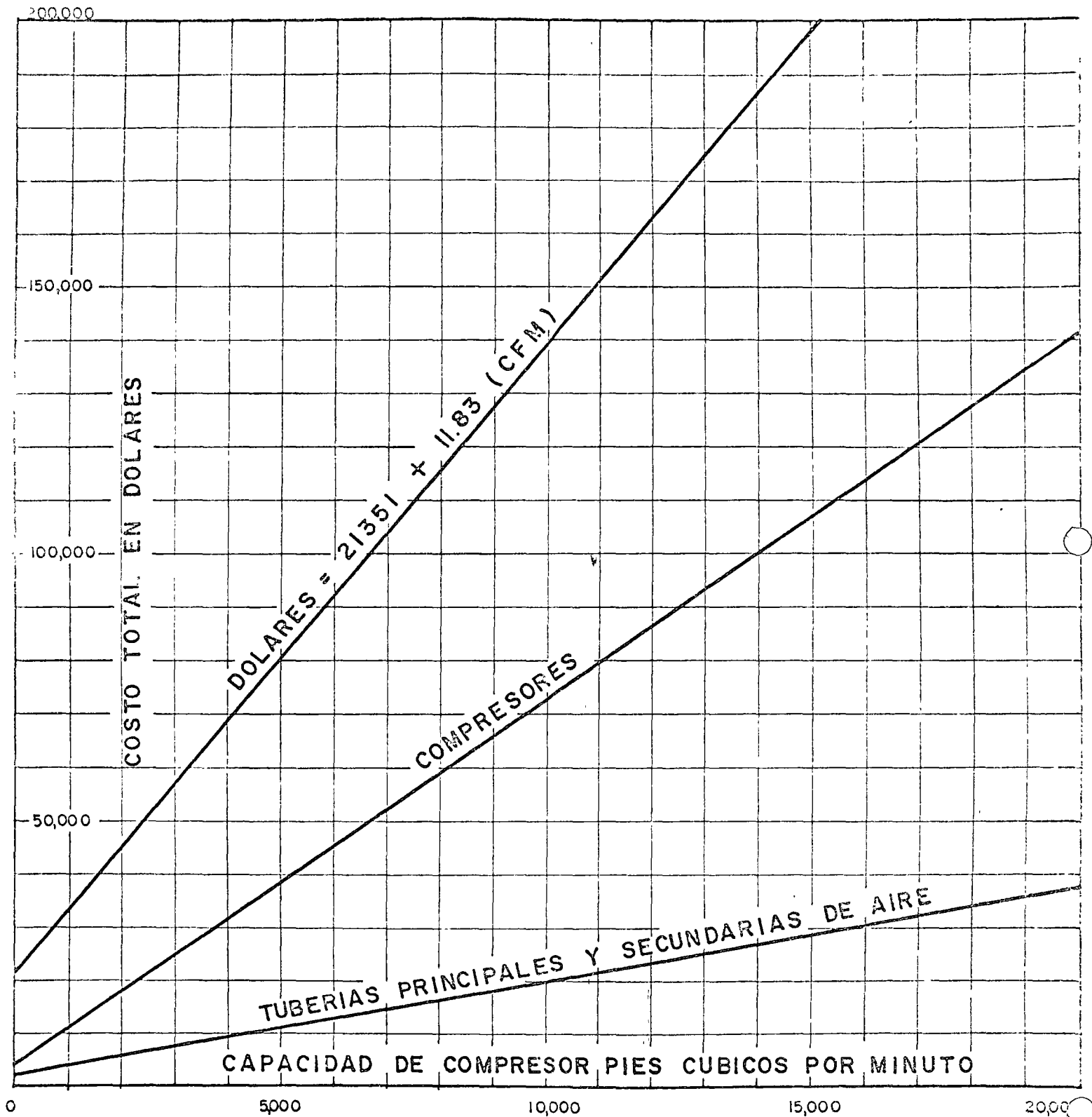
FIGURA N°

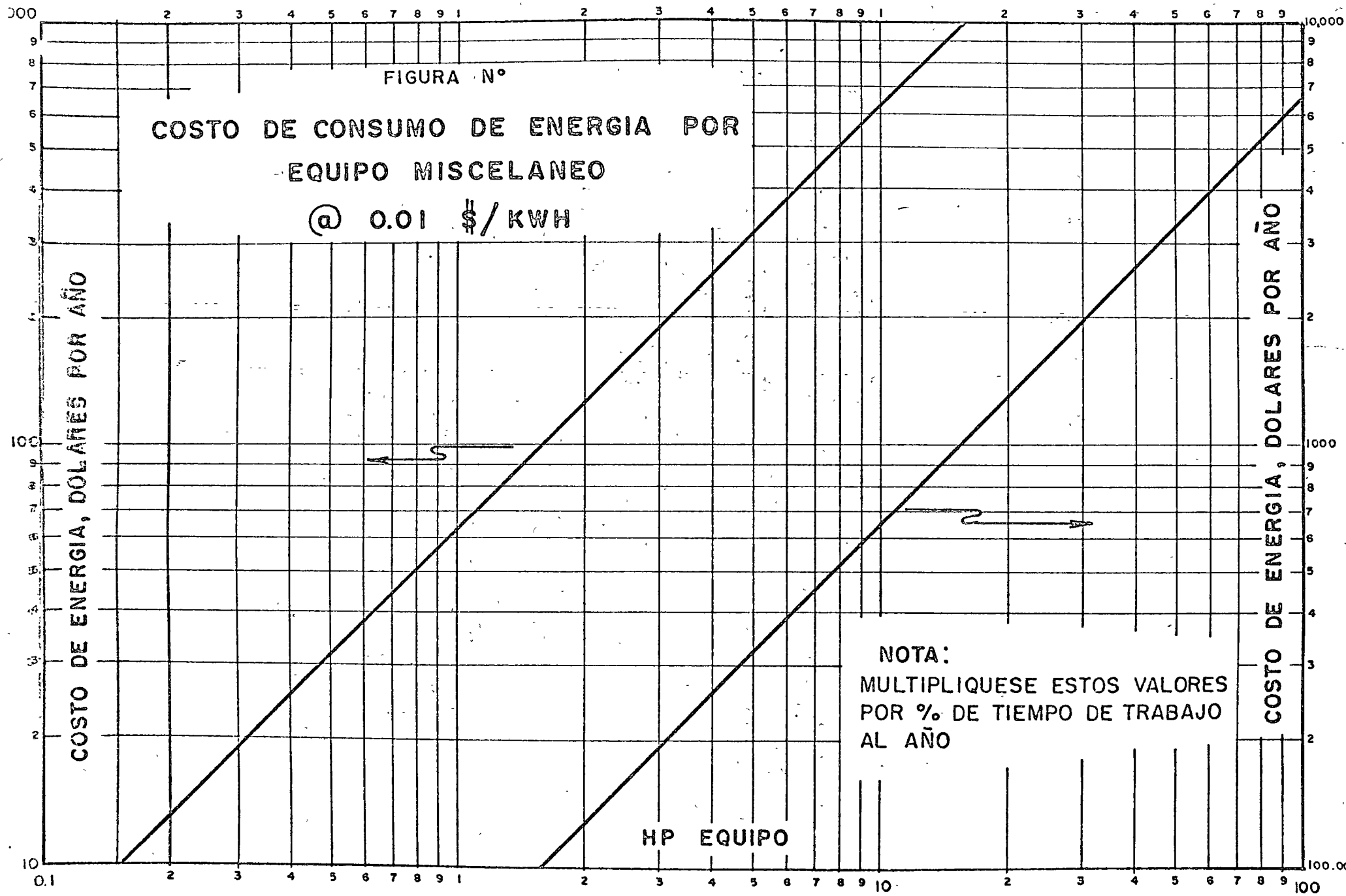
COSTO TOTAL DE FILTROS AL VACIO VERSUS AREA
ENR.1642 (AGOSTO 1972)



COSTO DE COMPRESORES VERSUS CAPACIDAD

ENR. 1642 (AGOSTO 1972)





COSTOS DE O. & M. MILES DE DOLARES
AL AÑO POR M.G.D.

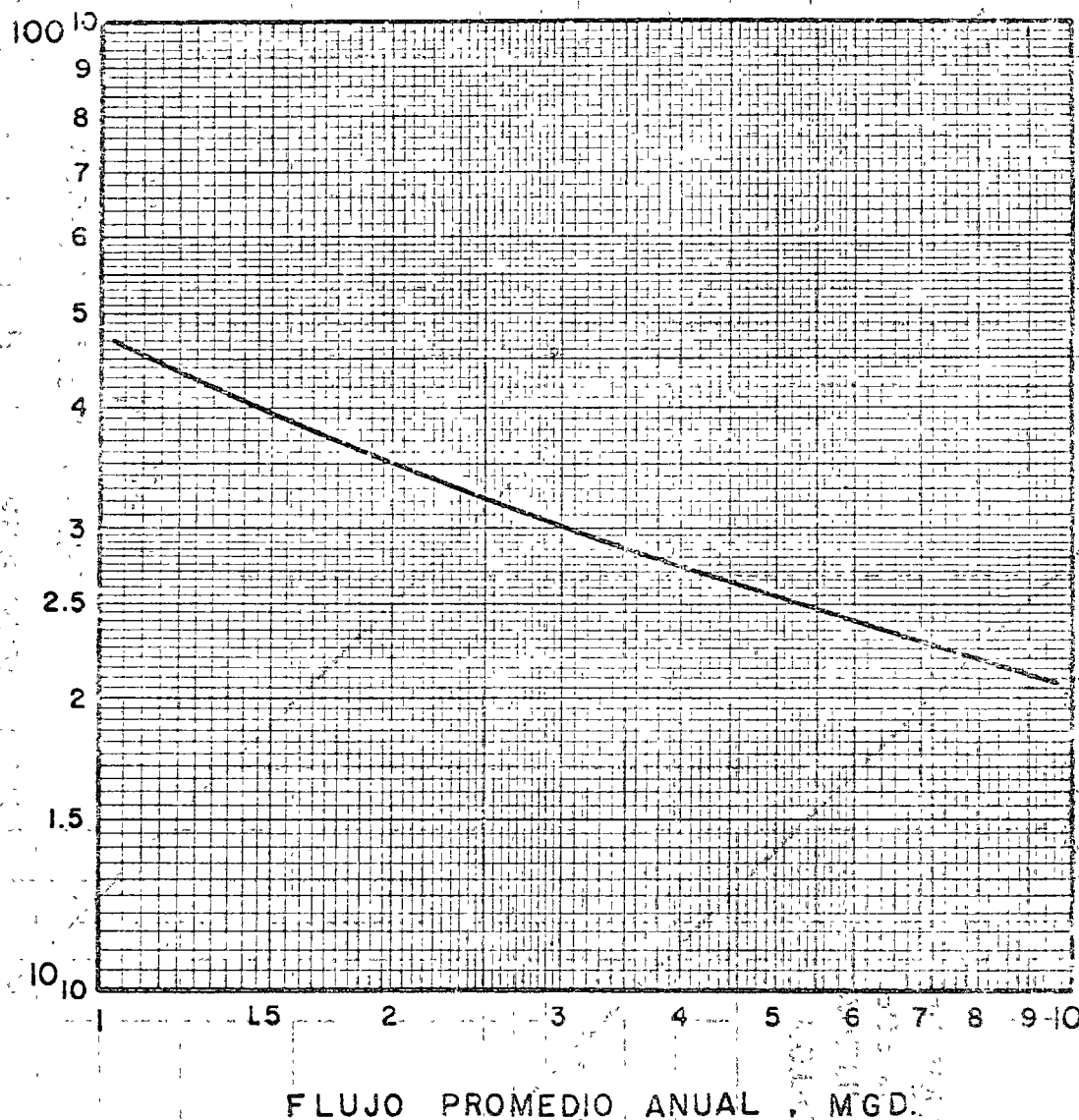
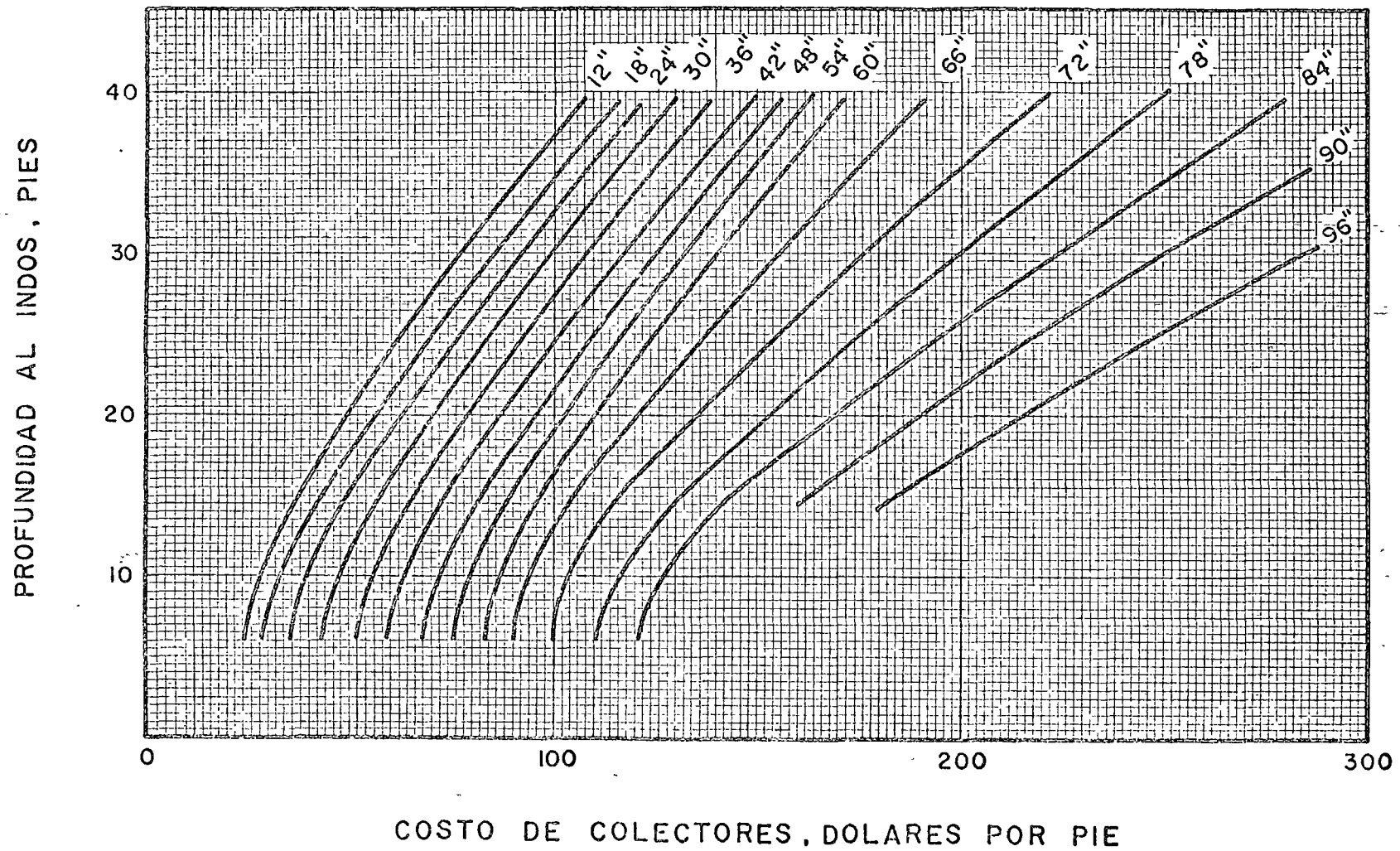


FIGURA Nº 5 - COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO
DE PLANTAS DE FILTROS PERCOLADORES
E.N.R. 1642

FIGURA N° 2 - COSTO DE COLECTORES EN CORTE ABIERTO
E.N.R. 1642



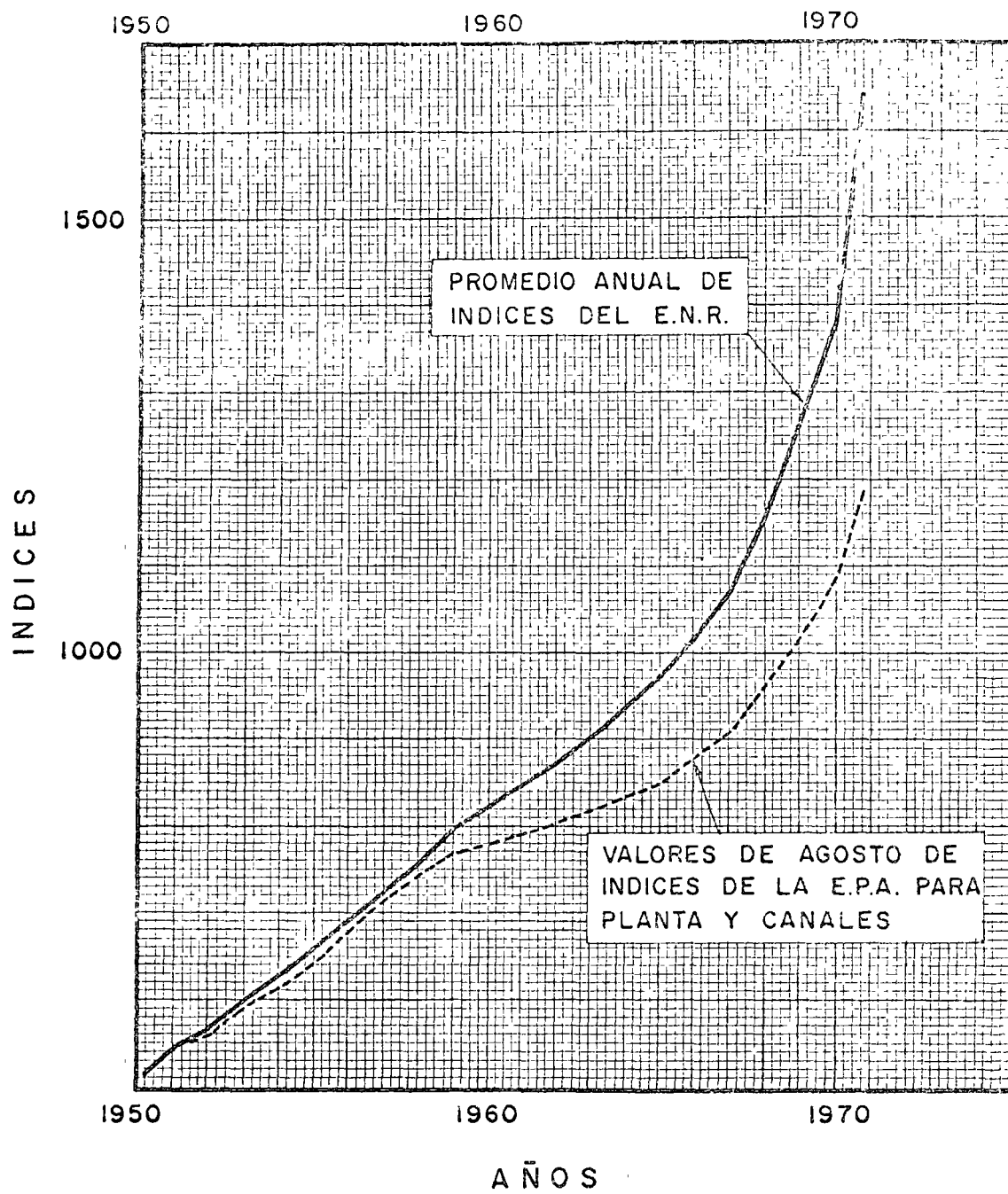


FIGURA N° 6 - COMPARACION GRAFICA DE DOS INDICES DE COSTO DE CONSTRUCCION - BASE 1913=100

FIGURA N°

**COSTO DE TRATAMIENTO PRELIMINAR
VS. TAMAÑO DE PLANTA**

ENR. 1642 (AGOSTO 1972)

INCLUYE:

- 1._ CRIBA Y CAMARA
- 2._ DESARENADOR
- 3._ REBOSE Y CAMARA DE BY PASS
- 4._ MEDIDOR PARSHALL

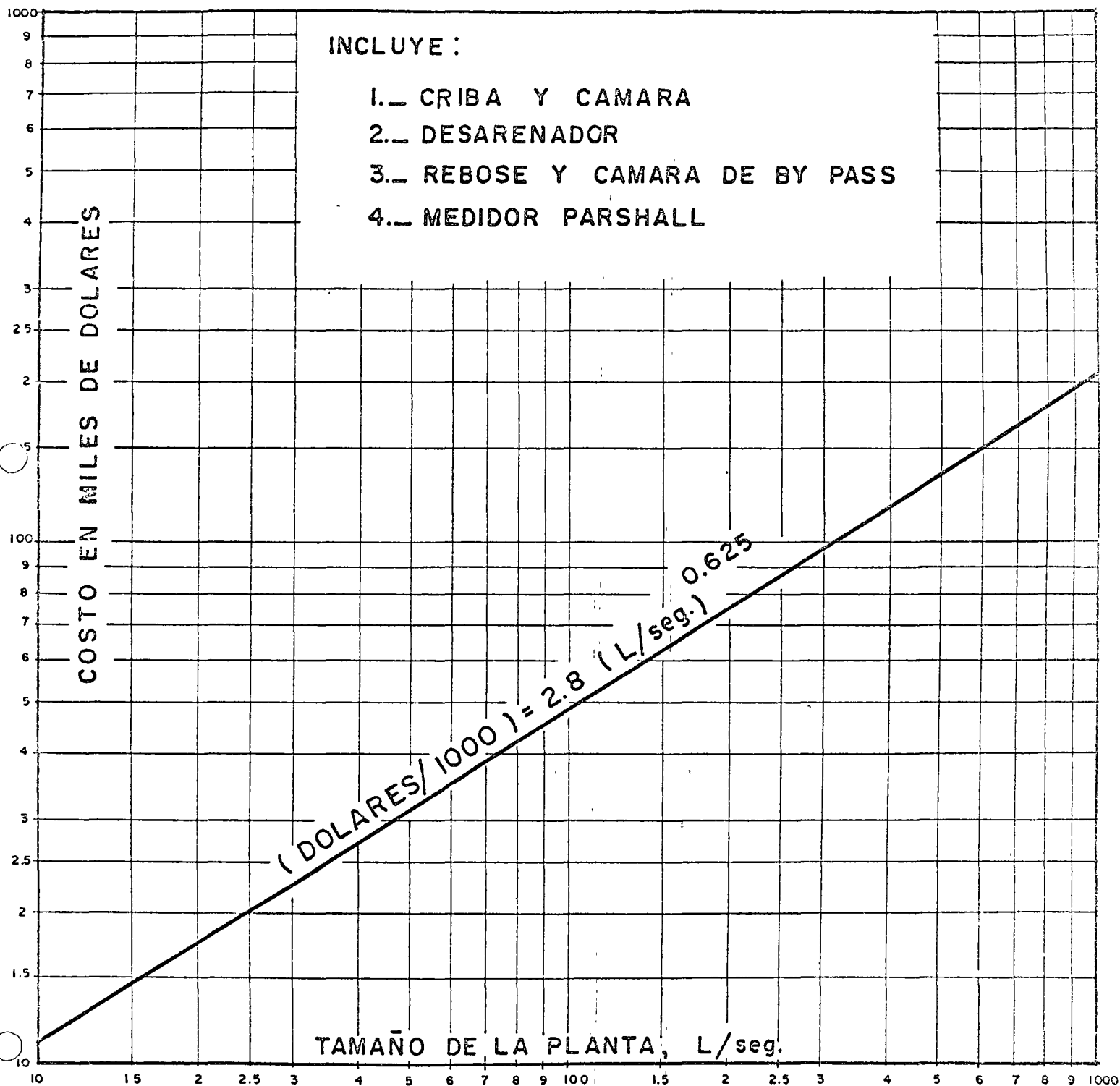


FIGURA N°

COSTO DE TANQUES DE SEDIMENTACION PRIMARIA
VS. TAMAÑO DE PLANTA
ENR. 1642 (AGOSTO 1972)

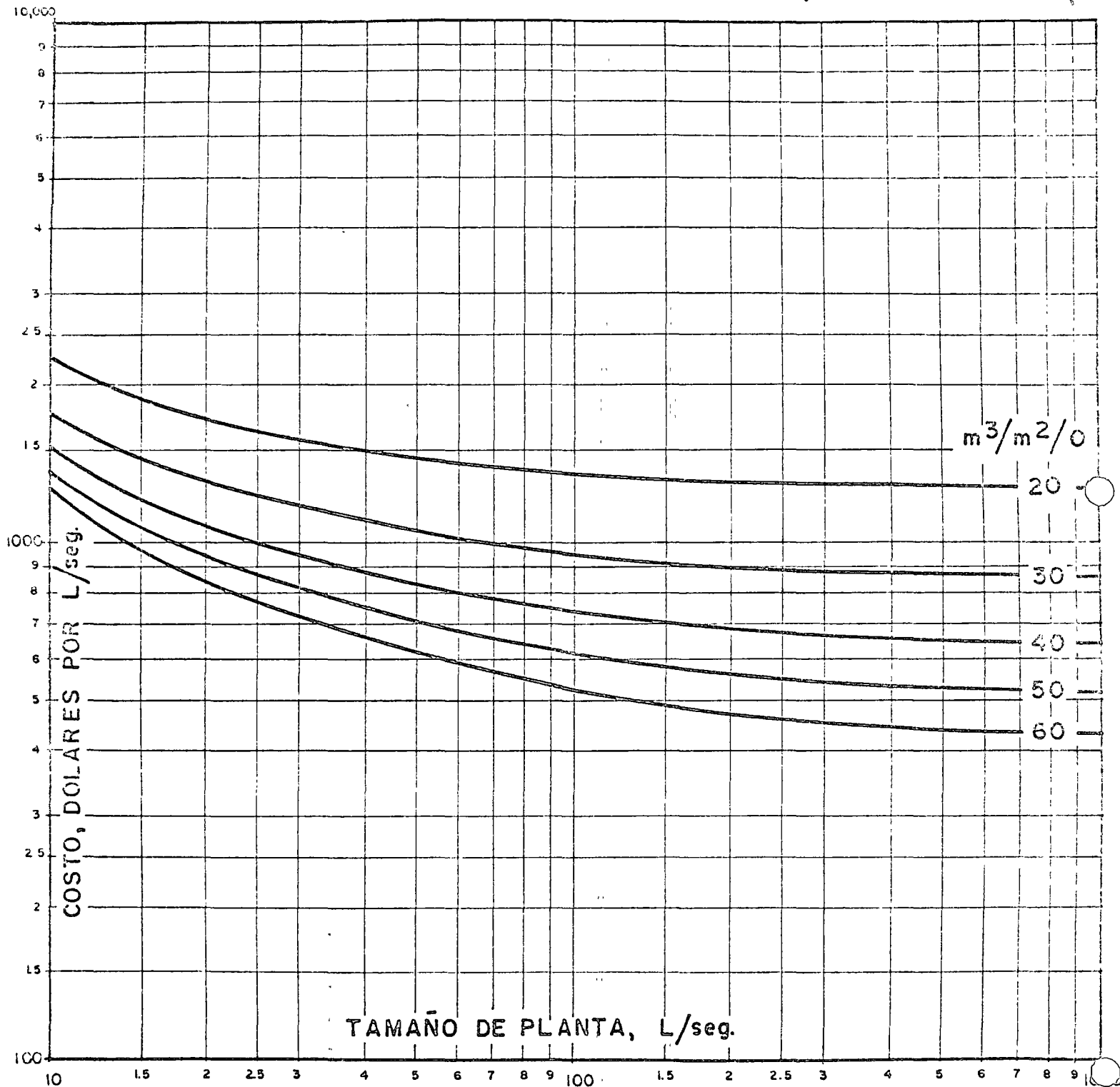


FIGURA N°

○ COSTO TOTAL DE TANQUES DE SEDIMENTACION VS. AREA
ENR. 1642 (AGOSTO 1972)

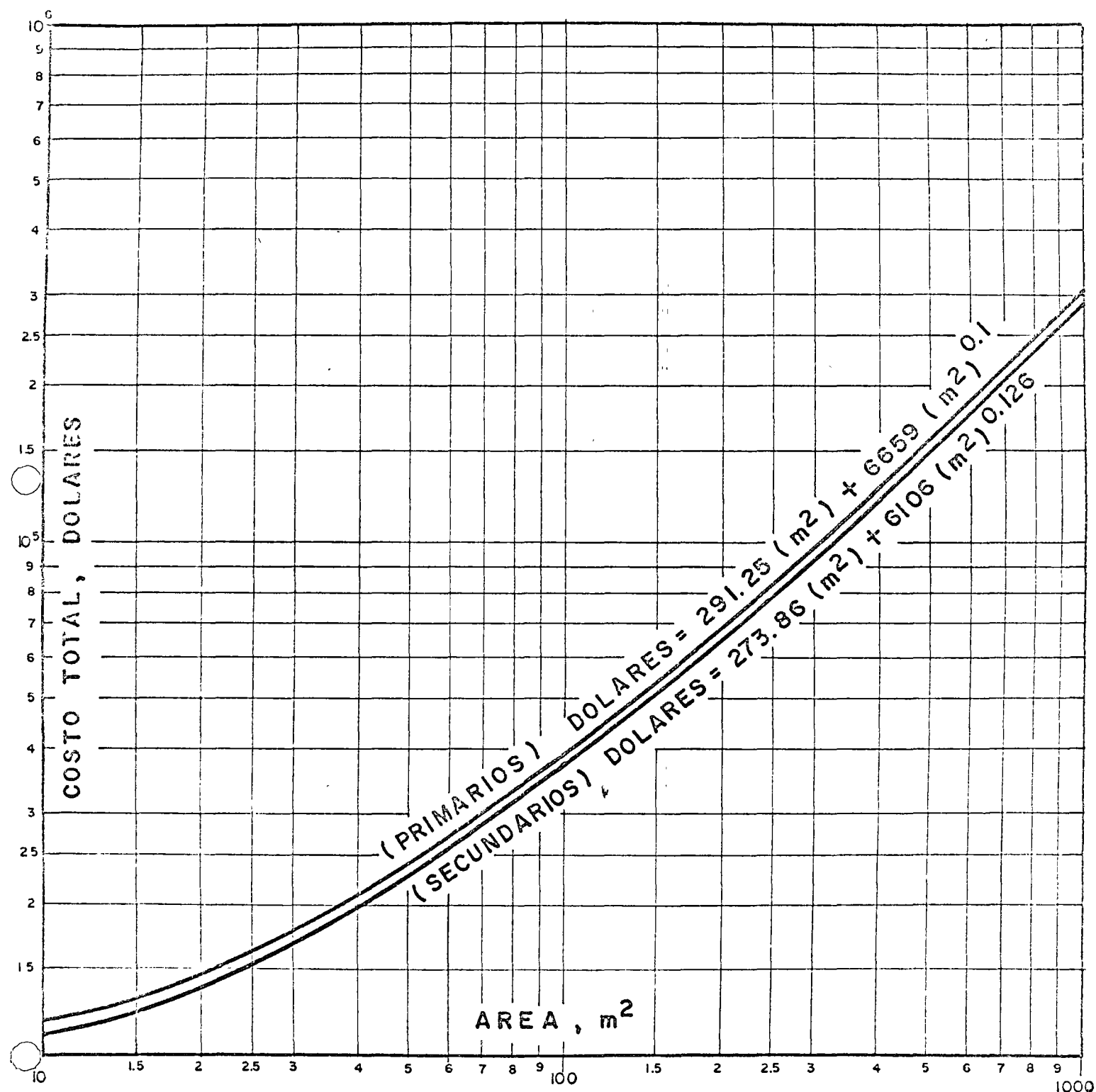


FIGURA N°

COSTO DE FILTROS PERCOLADORES VS. VOLUMEN
ENR. 1642 (AGOSTO 1972)

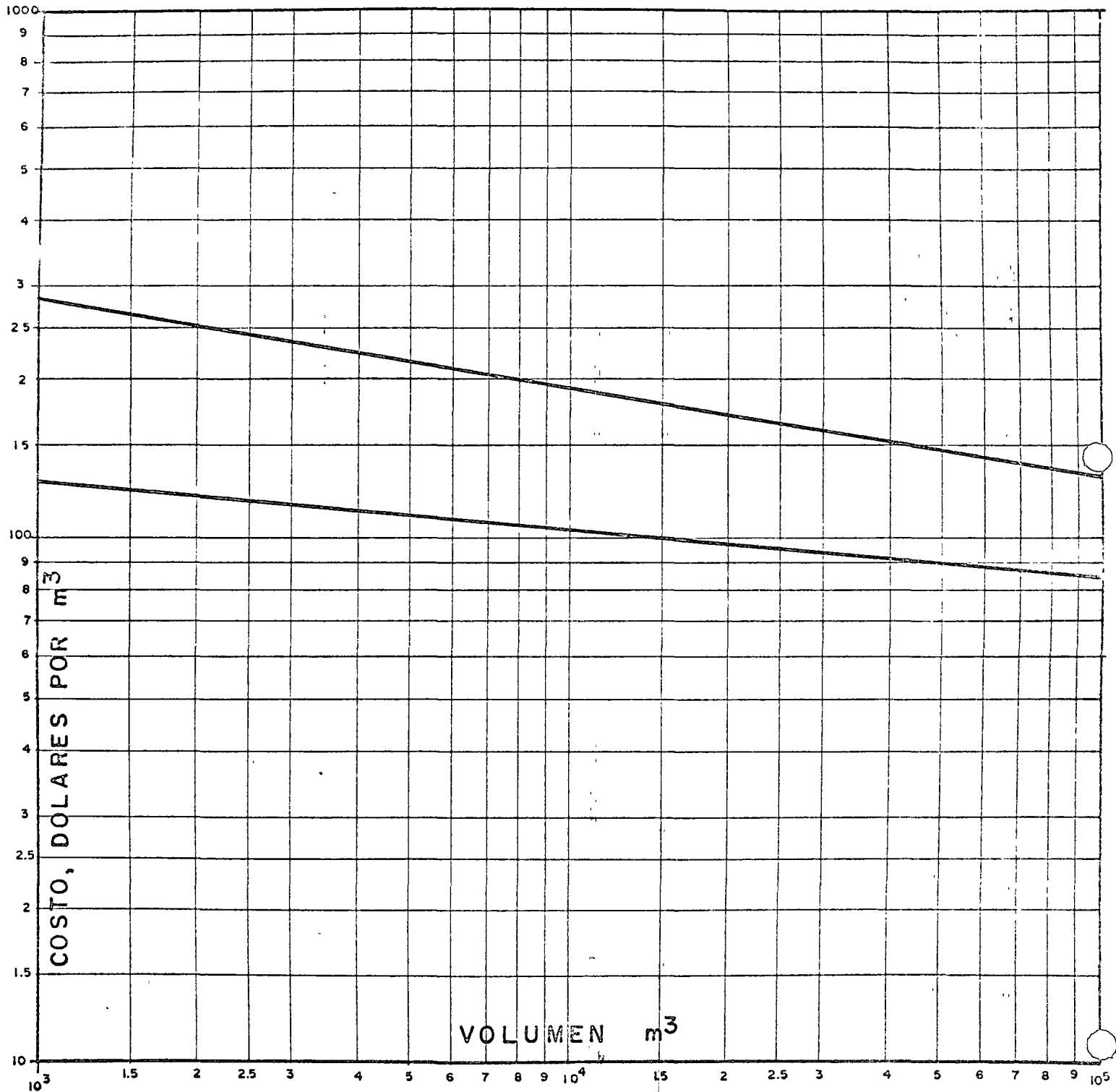


FIGURA N°

COSTO TOTAL DE FILTROS PERCOLADORES VS. VOLUMEN
ENR. 1642 (AGOSTO 1972)

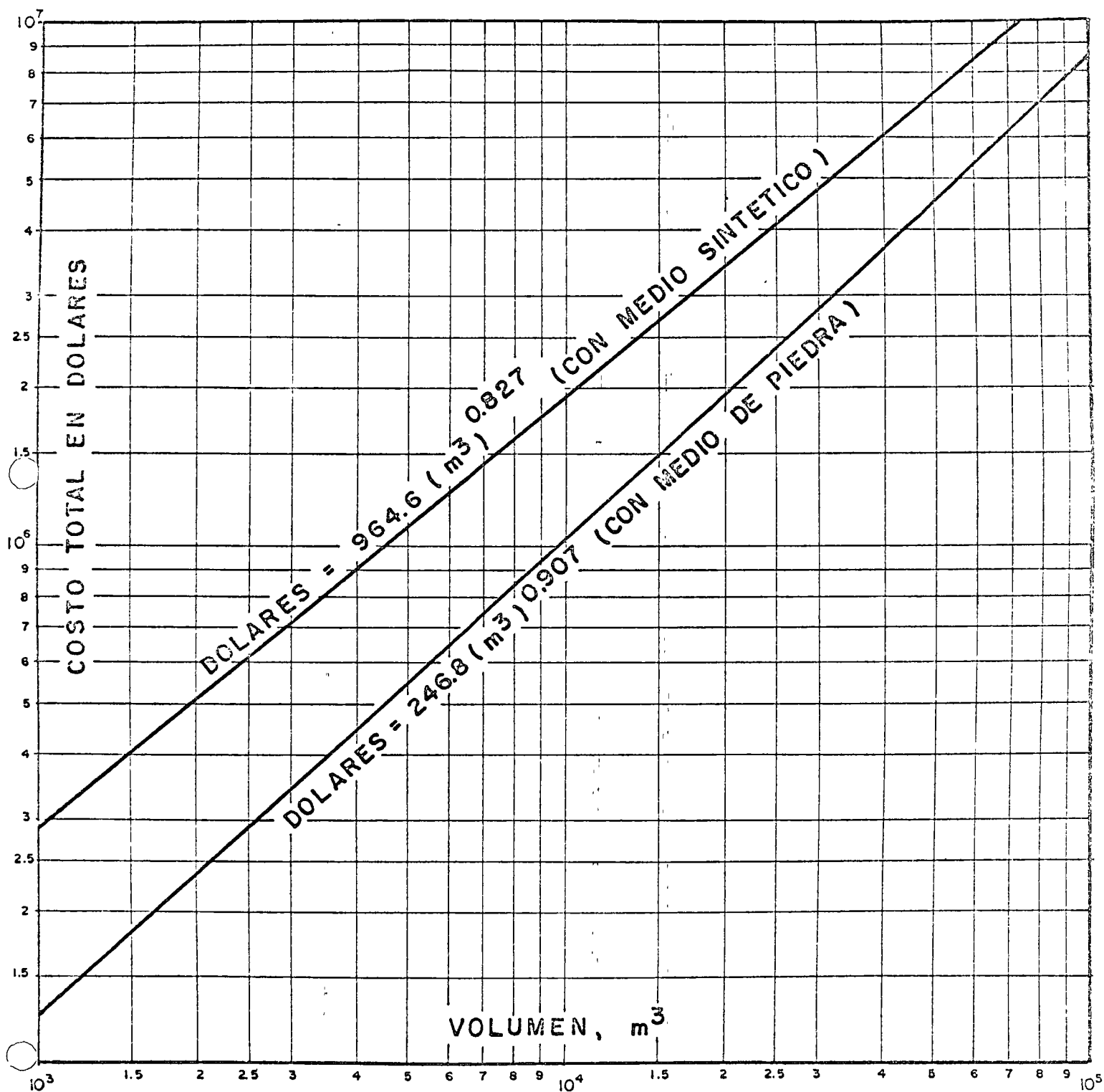


FIGURA N°

COSTO POR m^3 DE TANQUES DE AERACION
Y GALERIA DE TUBOS VERSUS VOLUMEN

ENR. 1642 (AGOSTO 1972)

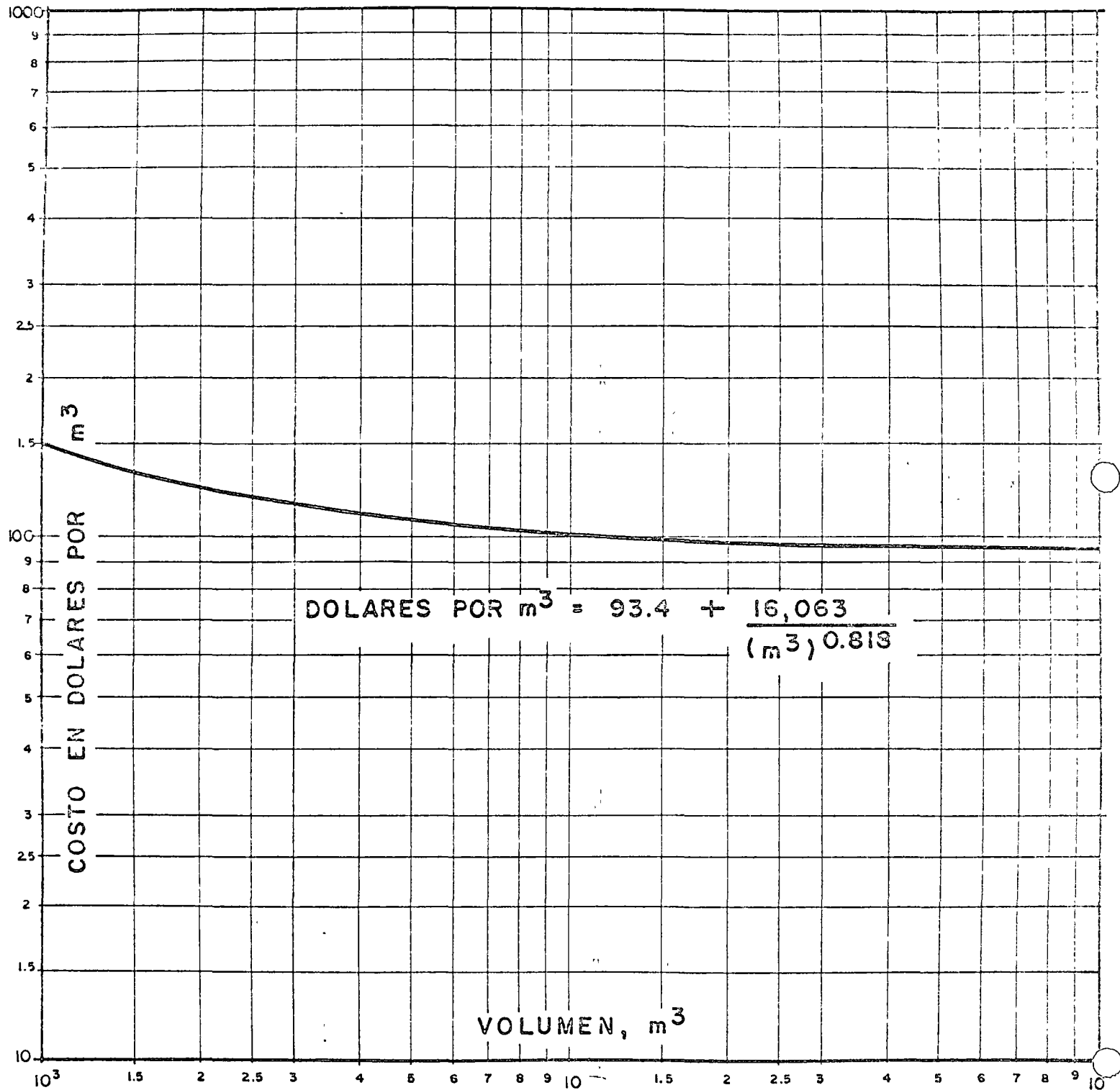


FIGURA N°

COSTO TOTAL DE TANQUES DE AERACION
Y GALERIA DE TUBOS VERSUS VOLUMEN

ENR. 1642 (AGOSTO 1972)

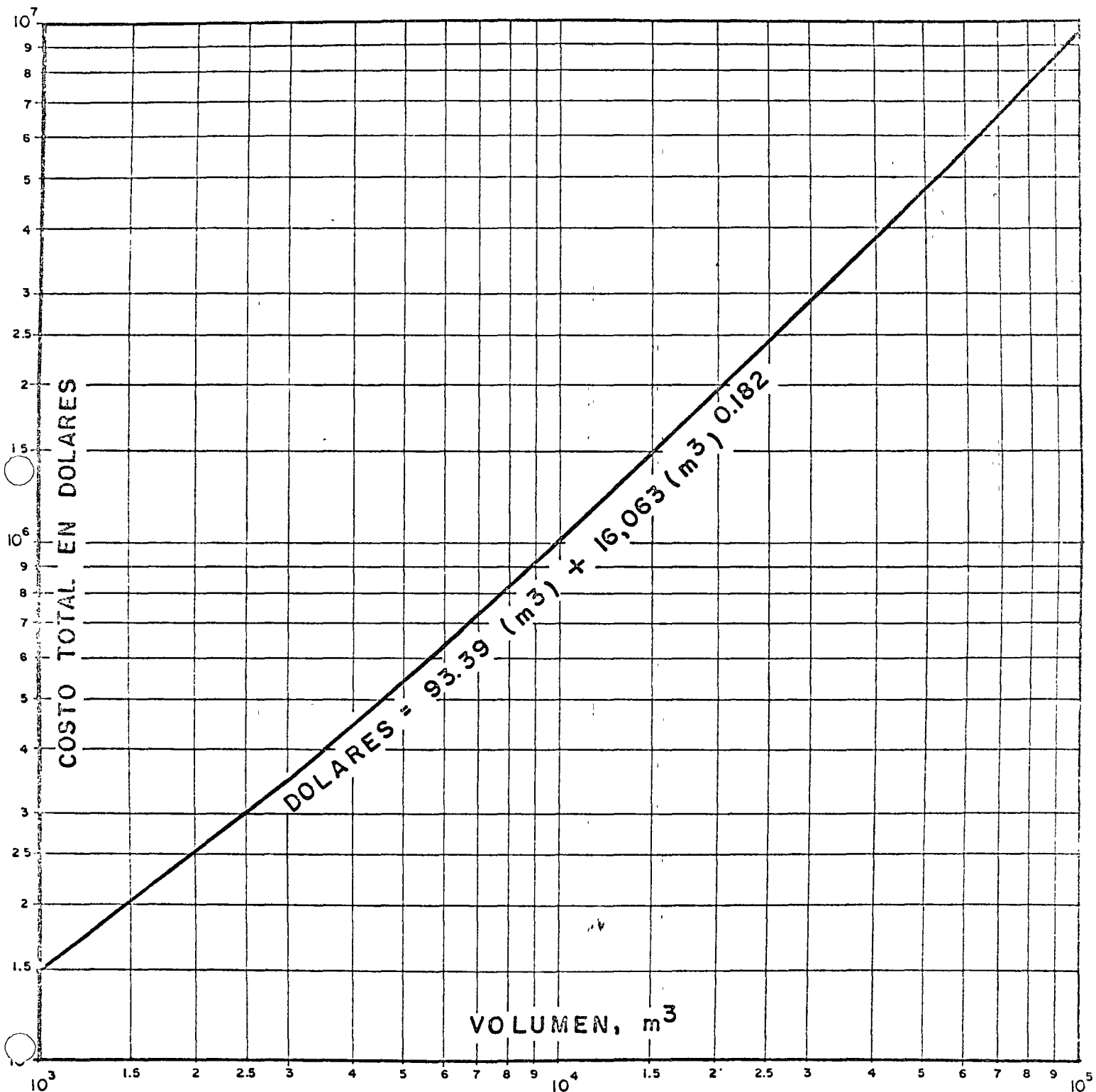


FIGURA N°

COSTO DE BOMBAS DE RETORNO DE LODOS
VS. TAMAÑO DE LA PLANTA

ENR.1642 (AGOSTO 1972)

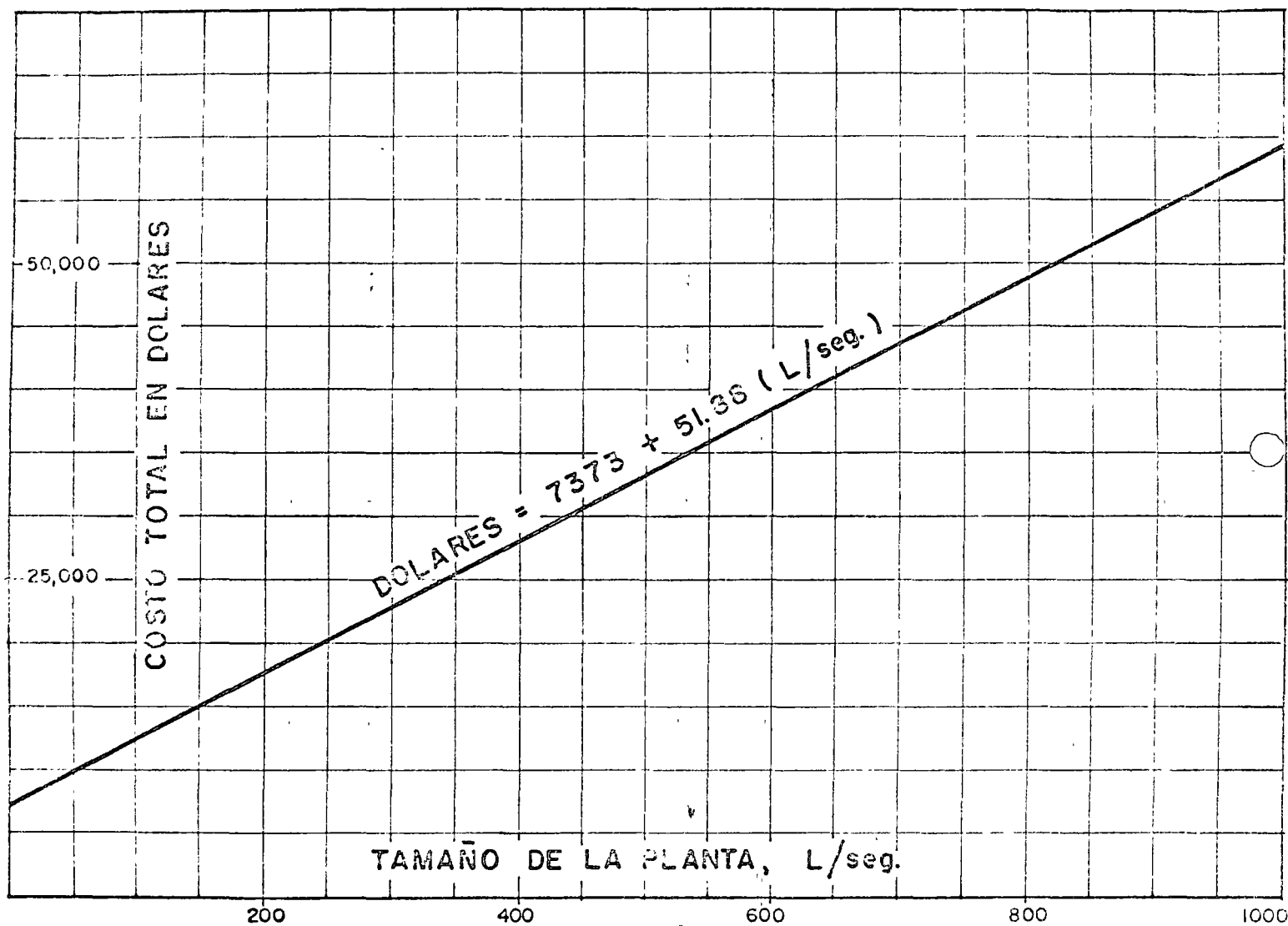


FIGURA N°

COSTO DE TANQUES DE CONTACTO DE CLORO

ENR.1642 (AGOSTO 1972)

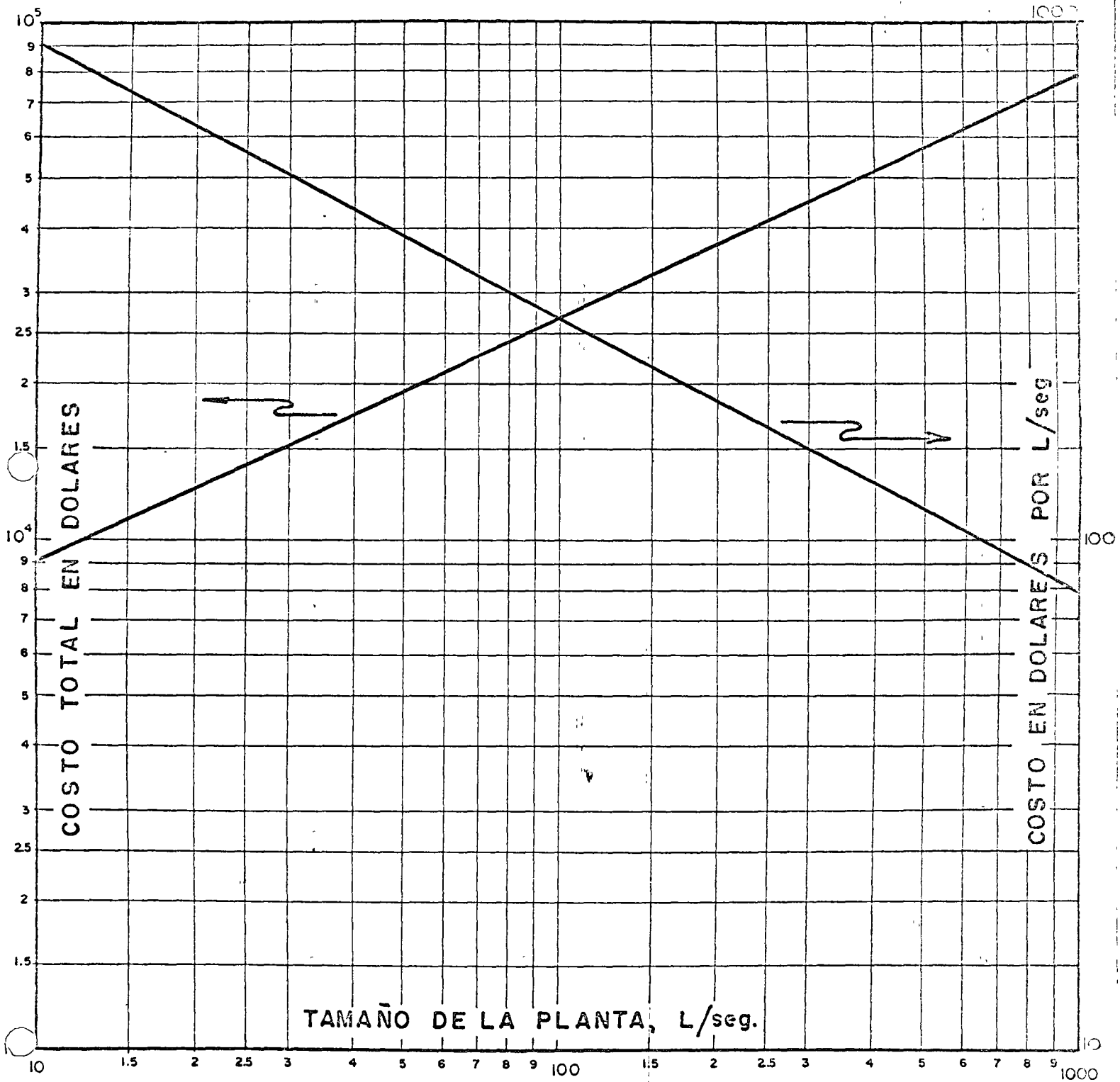


FIGURA N°

COSTO DE TANQUES DE DIGESTION VS. VOLUMEN
ENR. 1642 (AGOSTO 1972)

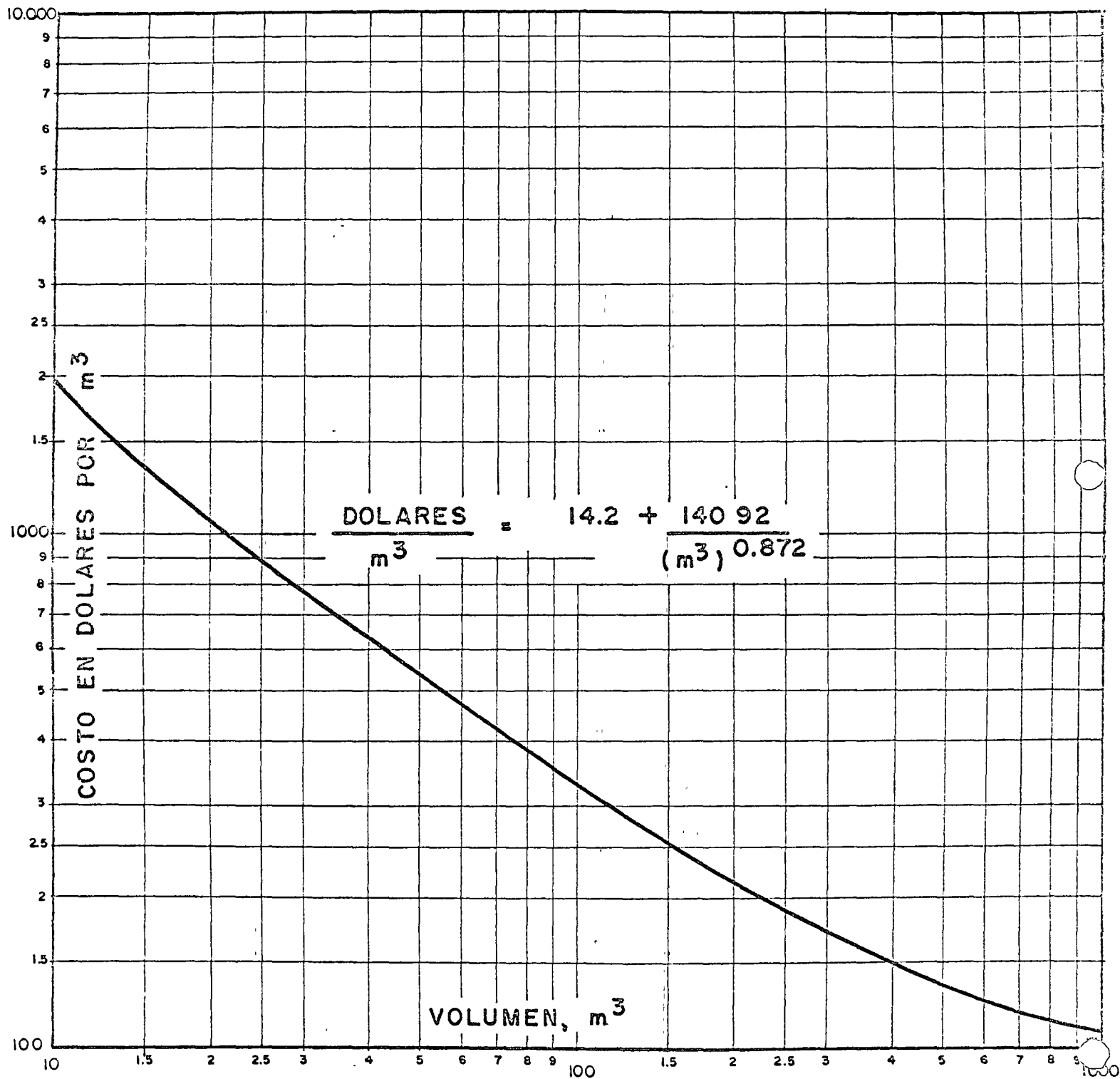
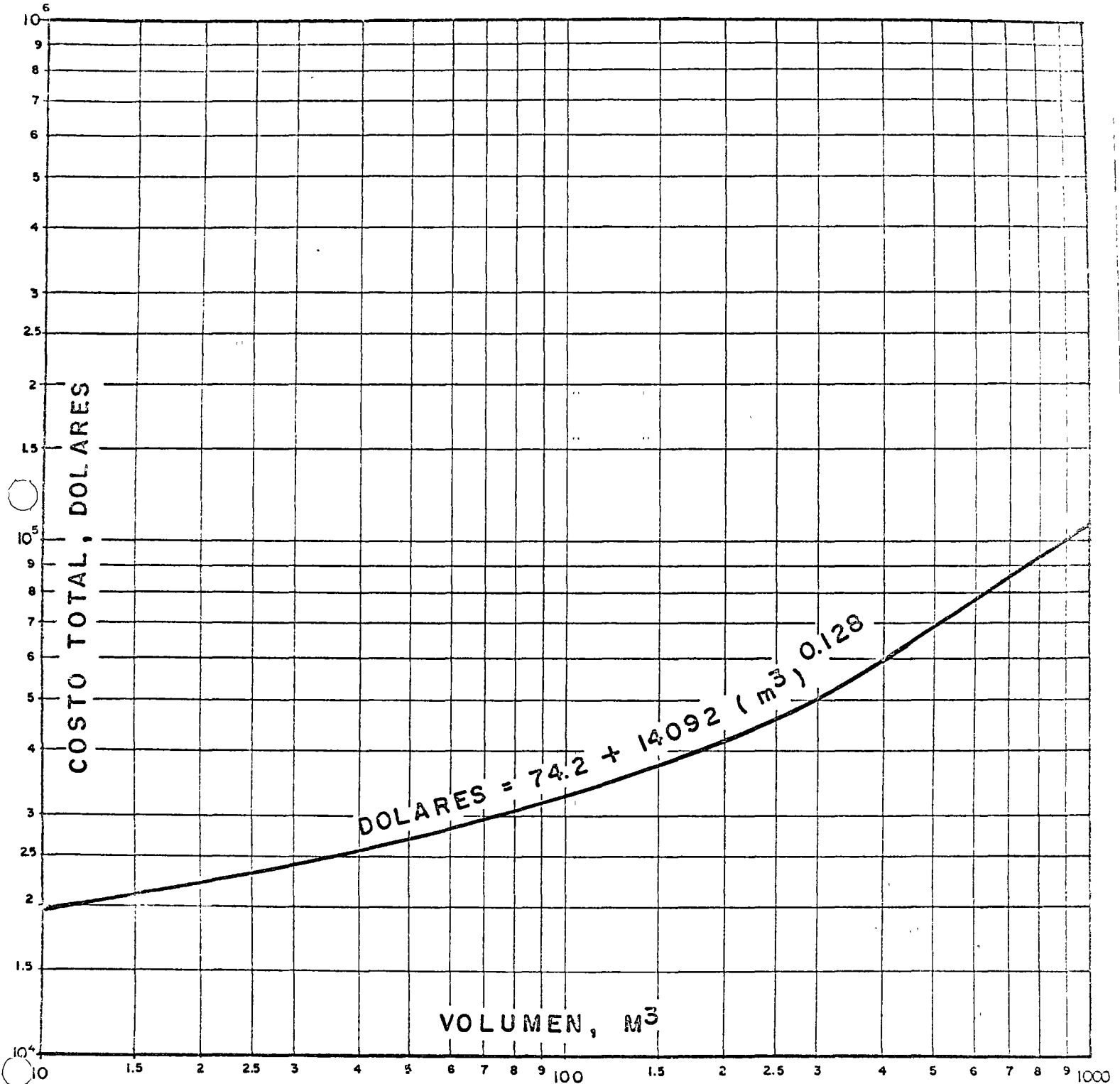
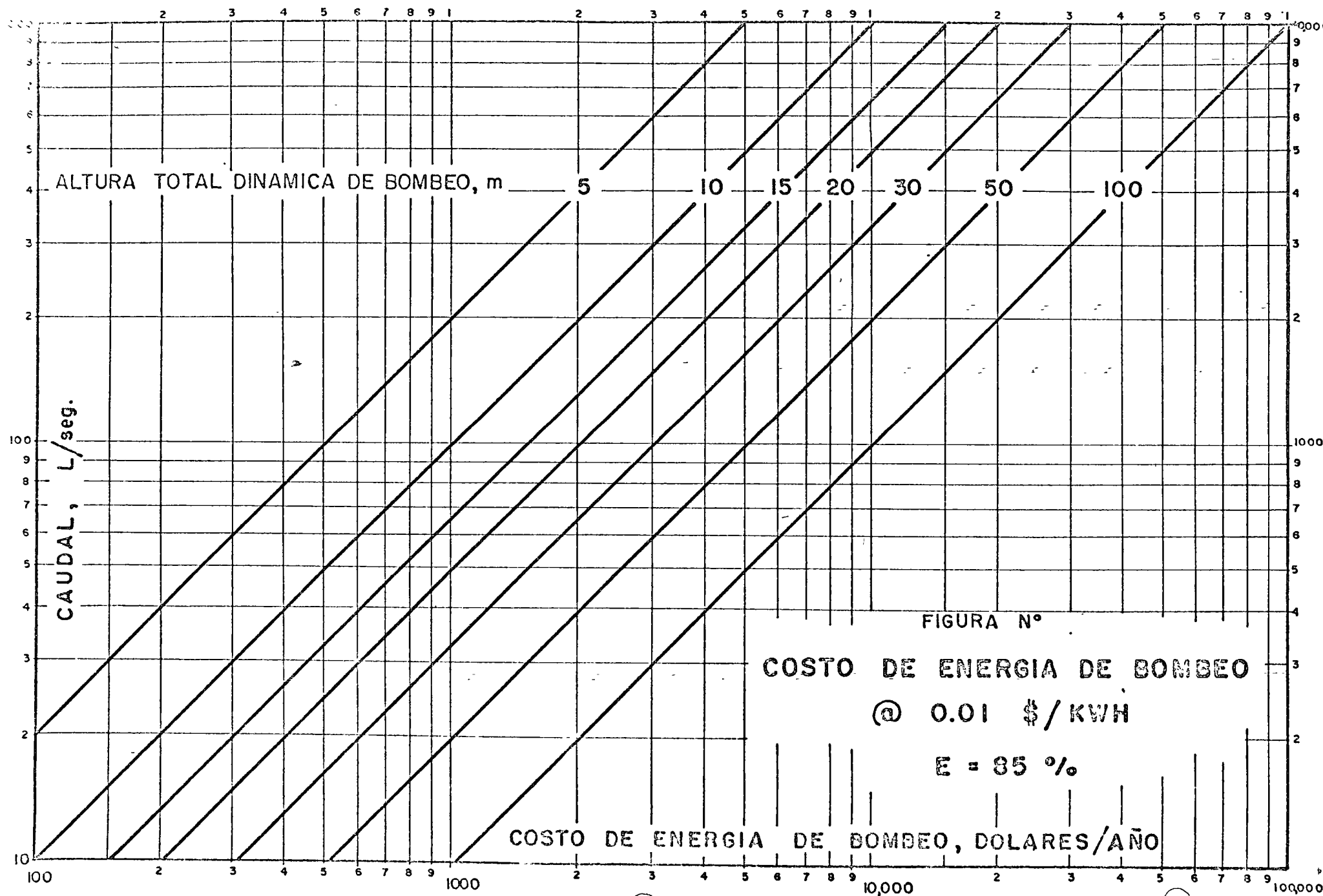


FIGURA N°

COSTO TOTAL DE TANQUES DE DIGESTION VS. VOLUMEN
ENR.1642 (AGOSTO 1972)





generalidades

ANEXO N° 2

F1

ELEMENTOS QUE LA INTEGRAN

GENERALIDADES F I...

A

Trampas para grasa. Se colocaran cuando se reciban desechos de cocinas colectivas, garages y locales de elaboración de alimentos.

B

Tanque séptico. Elemento donde se desarrollan los procesos de sedimentación y séptico.

D

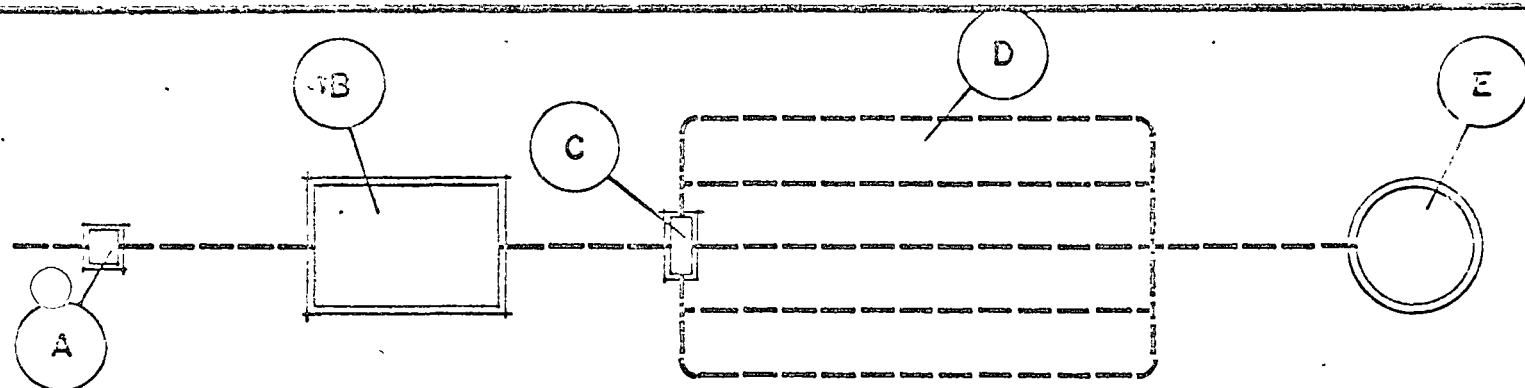
Campo de oxidación. Debe existir siempre que las condiciones locales lo permitan.

C

Caja distribuidora, para mejor funcionamiento del campo de oxidación.

E

Pozo de absorción. Será necesario en determinados casos, en substitución de D.



TRATAMIENTO DE LAS AGUAS NEGRAS POR MEDIO DE FOSAS SEPTICAS

ELECCION

1

Para zonas rurales y sub-urbanas con abastecimiento de agua intradom.ciliar, carentes de alcantarillado y con terreno suficiente para el campo de oxidación.

2

Adecuado para vivienda individual y pequeños grupos de viviendas.

3

De capacidad y forma adecuadas según las necesidades.

LOCALIZACION

1

Se hará de acuerdo con la topografía general del terreno.

2

El tanque séptico se localizará a una distancia horizontal mínima de 3 mts. de la vivienda.

3

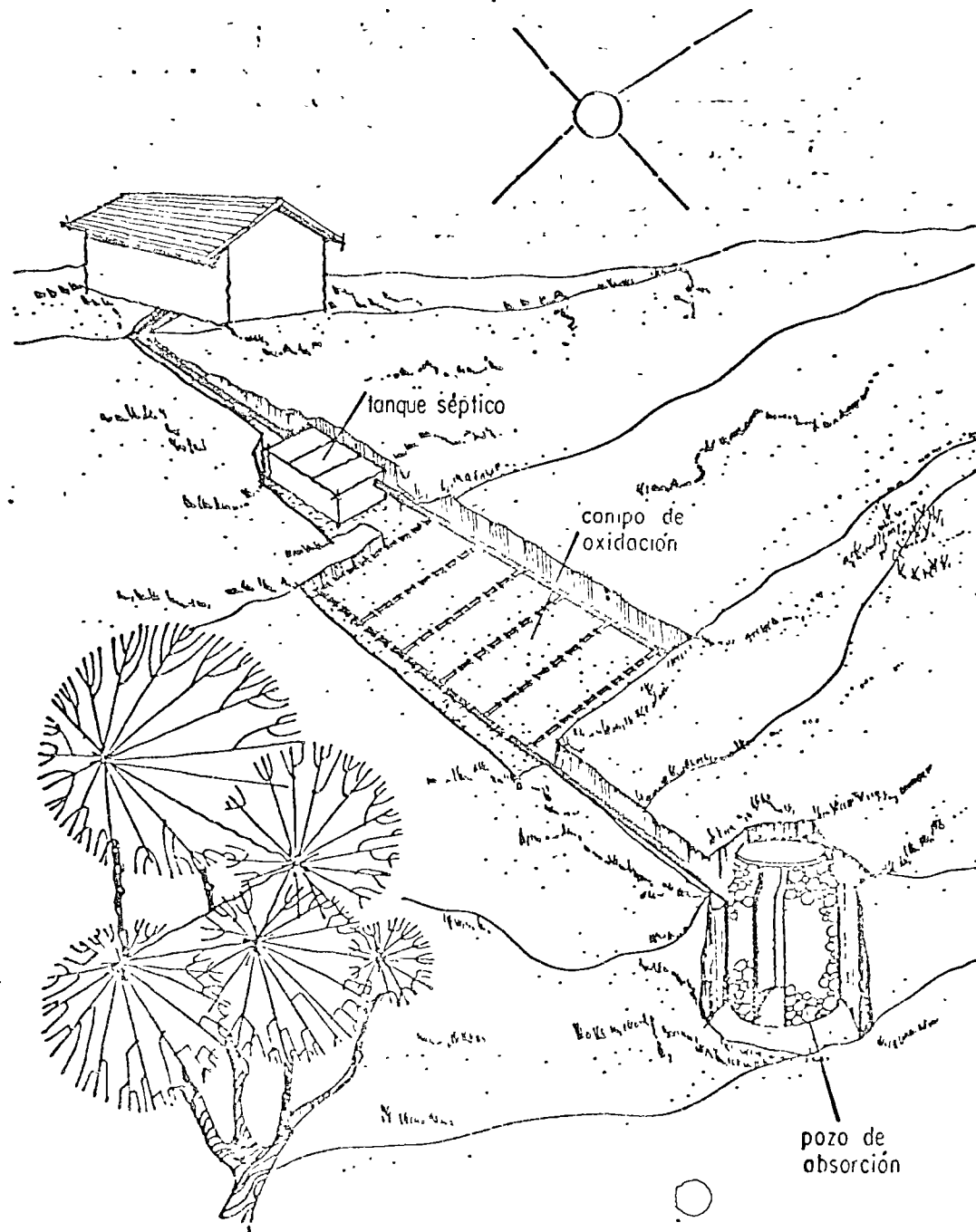
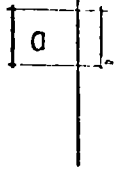
El campo de oxidación se localizará a una distancia horizontal mínima de 15 mts. de cualquier fuente de abastecimiento de agua.

4

El fondo del campo de oxidación estará a una distancia vertical mínima de 1.50 mts. arriba del nivel freático.

esquema general de localización

F2



GENERALIDADES

Descripción de su funcionamiento

En lugares donde no existe alcantarillado y por tanto no es posible alejar los desechos líquidos (provenientes de casas aisladas o en pequeños grupos, escuelas, etc.), con la facilidad y sencillez que permiten esas instalaciones, se ha adoptado como un medio supletorio, la FOSA SEPTICA, ya que es una instalación que si se le presta la atención debida, resuelve en forma satisfactoria el problema de eliminación de pequeños volúmenes de aguas negras.

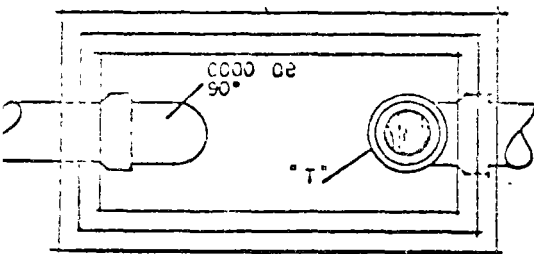
El establecimiento de una "fosa" se hace cuando en la casa o edificio por servir existe provisión suficiente de agua, ya sea que proceda de un servicio público o privado.

La fosa séptica consta fundamentalmente de dos partes. 1) Un depósito impermeable generalmente subterráneo que se designa con el nombre de Tanque Séptico construido atendiendo a ciertos requisitos. Quedando las aguas en reposo, se efectúa la sedimentación y la formación de natas; con el tiempo se reduce el volumen de los sedimentos y de las natas y su carácter en un principio altamente ofensivo tiende a desaparecer, el agua intermedia entre el sedimento y la nata se va convirtiendo en un líquido clarificado; lo anterior se debe a que privada la masa total del aire y de la luz se favorece la vida y reproducción de seres microscópicos que proliferan en un ambiente desprovisto del oxígeno del aire. Estos seres toman los elementos necesarios a su existencia de la materia orgánica, destruyendo su estado sólido y convirtiéndola en líquidos y gases, en una tendencia favorable a reducir las formas peligrosas de dicha materia a productos minerales inofensivos. A estos seres se les llama Anaerobios y el proceso que verifican es la putrefacción de las materias contenidas en las aguas negras, llamado "proceso séptico". Con el cambio de temperatura, las aguas se convierten a una condición tal que, si se ponen en contacto con el aire rápidamente se oxidan y se transforman en inofensivas, en este cambio intervienen otras bacterias que tienen su medio de vida en el aire, por lo que se llaman Aerobias, y 2) Una instalación para oxidar el efluente; que consiste en una serie de drenes colocados en el subsuelo de un terreno poroso y por los cuales se distribuye el mencionado efluente y se oxida al estar en contacto con el aire contenido en los huecos de dicho terreno. Esto es lo que constituye un campo de oxidación el que en ocasiones se sustituye por un pozo de absorción.

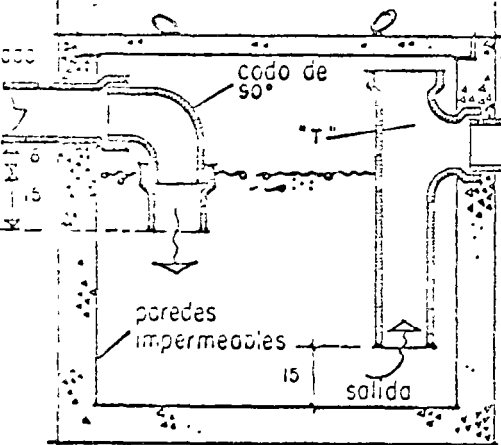
trampas para grasas

F 3

TRAMPA RECTANGULAR
(de tabique o concreto)

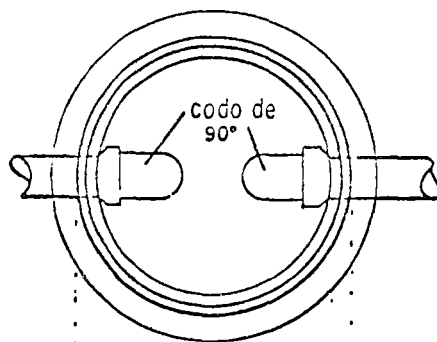


PLANTA

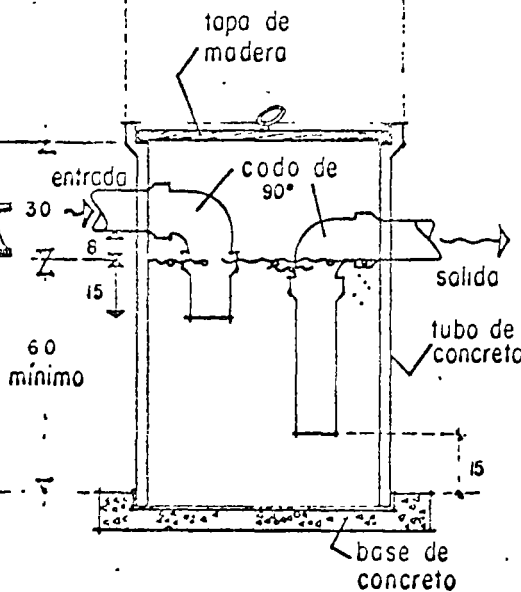


CORTE

TRAMPA DE TUBO
DE CONCRETO



PLANTA



CORTE

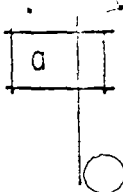
Las trampas para grasa son dispositivos de fácil construcción que deben instalarse cuando se eliminan desechos grasos en gran cantidad. Deben colocarse antes del tanque séptico y contar con tapa para limpiarlos frecuentemente. Es preferible ubicarlos en lugares sombreados para mantener bajas temperaturas en su interior.

Para determinar su capacidad se considerará, en general, el doble de la cantidad de líquidos que entra durante la hora de máximo gasto del influente.

En pequeñas instalaciones la capacidad debe ser de 8 litros por persona y nunca menor de 120 litros en total.

tabla para diseño de tanques sépticos

4



Para elaborar esta tabla, se tomaron en cuenta los siguientes factores:

EN SERVICIO DOMESTICO:

Una dotación de 150 lts./persona/día, y un período de retención de 24 horas.

EN SERVICIO ESCOLAR:

El número de personas para servicio escolar, se determinó para un período de trabajo escolar diario de 8 horas.

Para diferentes períodos de trabajo escolar, habrá que buscar la relación que existe entre el período de retención y el período de trabajo diario escolar, relacionándola con la capacidad doméstica.

Ejemplo: Se tiene un tanque séptico de uso doméstico para 60 personas. ¿A cuántas personas dará servicio escolar, si el período de trabajo diario es de 6 horas?

Cálculo:

$$\text{Relación} = \frac{\text{Período de Retención}}{\text{Período de Trabajo}} = \frac{24}{6} = 4$$

Puede dar servicio escolar para: $4 \times 60 = 240$ personas.

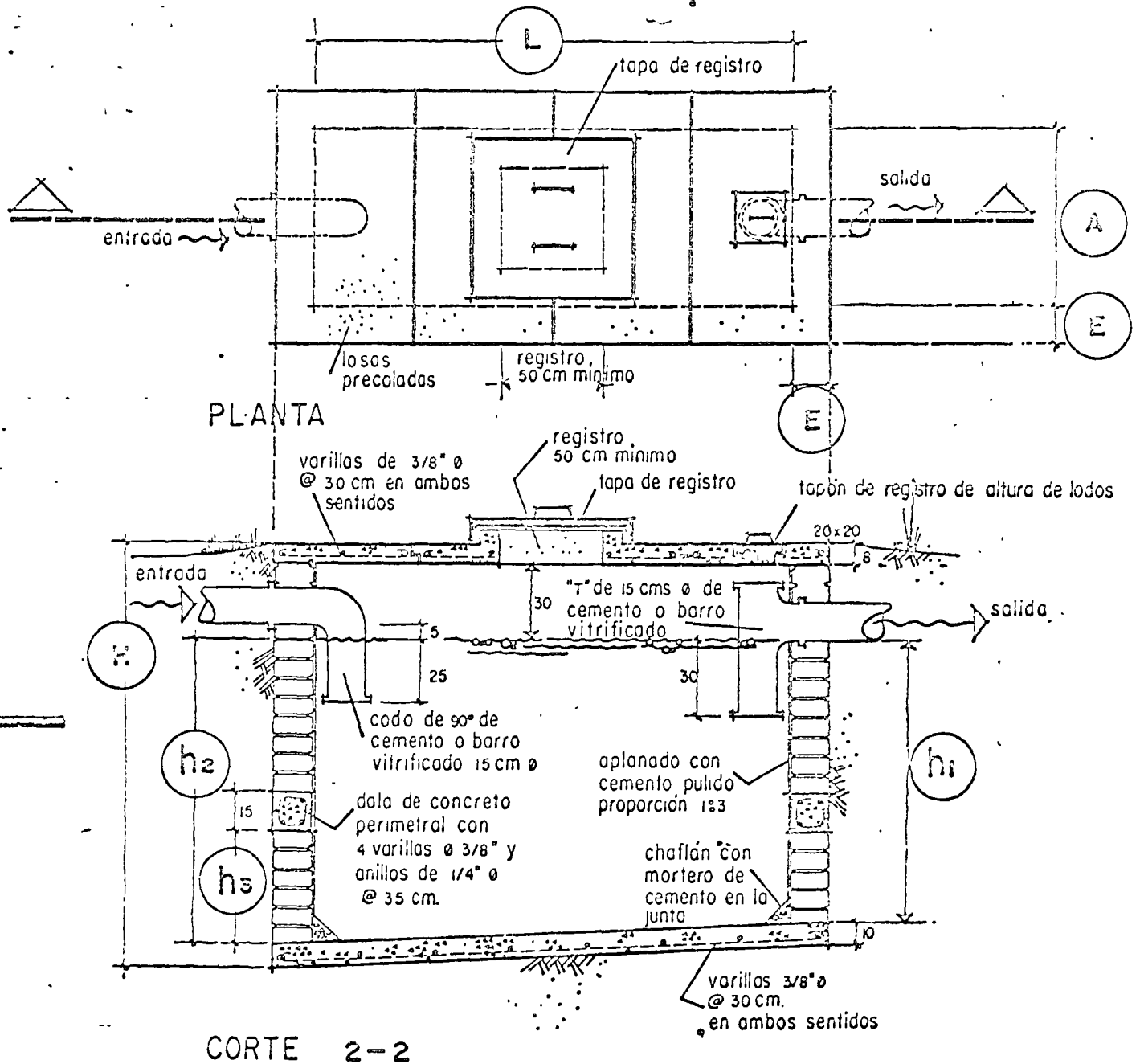
- (L) largo interior del tanque
- (A) ancho interior del tanque
- (h₁) tirante menor
- (h₂) tirante mayor
- (h₃) nivel de lecho bajo de dala con respecto a la parte de mayor profundidad del tanque
- (H) profundidad máxima
- (E) espesor de muros

PERSONAS SERVIDAS EN			DIMENSIONES EN METROS							
servicio doméstico	servicio escolar externo	CAPACIDAD DEL TANQUE EN LITROS	(L)	(A)	(h ₁)	(h ₂)	(h ₃)	(H)	(E)	pie de piedra
hasta 10	hasta 30	1,500	1.90	0.70	1.10	1.20	0.45	1.68	0.14	0.30
11 a 15	31 a 45	2,250	2.00	0.90	1.20	1.30	0.50	1.78	0.14	0.30
16 a 20	46 a 60	3,000	2.30	1.00	1.30	1.40	0.55	1.88	0.14	0.30
21 a 30	61 a 90	4,500	2.50	1.20	1.40	1.60	0.60	2.08	0.14	0.30
31 a 40	91 a 120	6,000	2.90	1.30	1.50	1.70	0.65	2.18	0.28	0.30
41 a 50	121 a 150	7,500	3.40	1.40	1.50	1.70	0.65	2.18	0.28	0.30
51 a 60	151 a 180	9,000	3.60	1.50	1.60	1.80	0.70	2.28	0.28	0.30
61 a 80	181 a 240	12,000	3.90	1.70	1.70	1.90	0.70	2.38	0.28	0.30
81 a 100	241 a 300	15,000	4.40	1.80	1.80	2.00	0.75	2.48	0.28	0.30

tanque séptico tipo

F 4

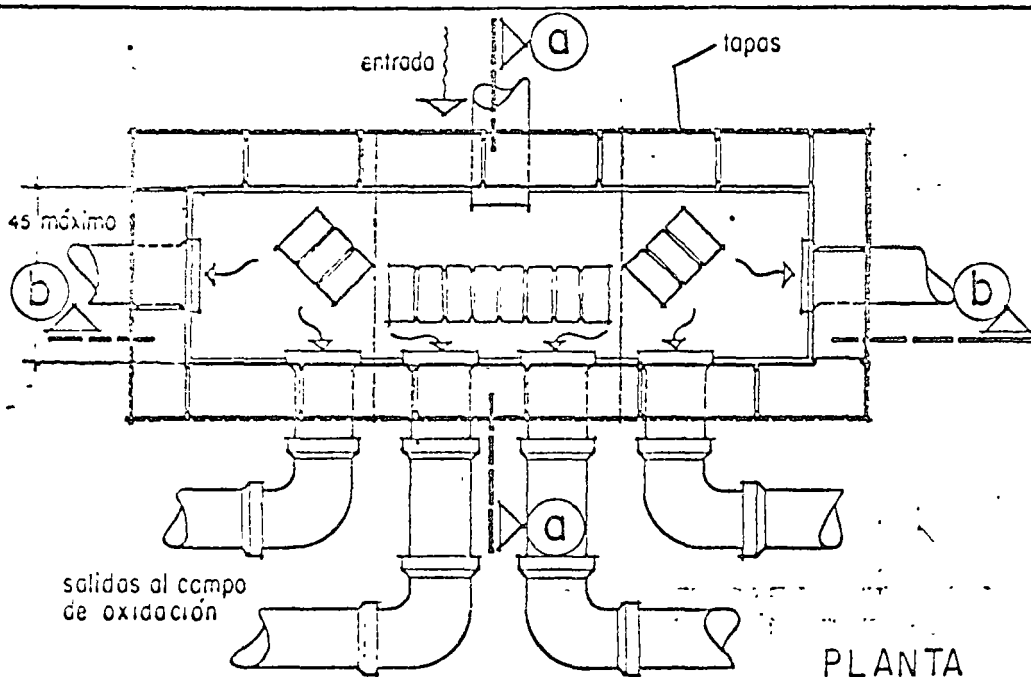
b



caja de distribución tipo

A

F7

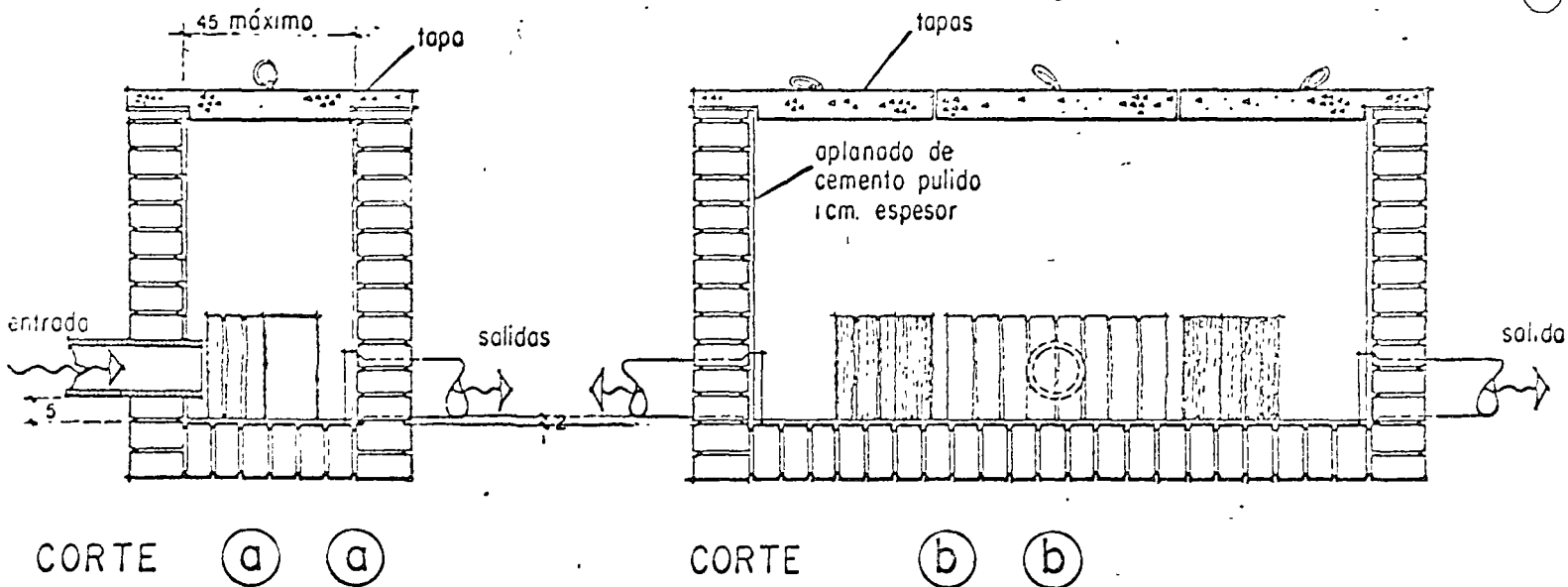


La función de estas cajas, es distribuir el efluente del tanque séptico, en partes proporcionales al número de salidas previstas para el proceso de oxidación.

Para que se cumpla lo anterior, todas las salidas deberán colocarse a mismo nivel, ya que en caso contrario se sobrecargarán unas y otras podrán no recibir líquidos.

Se sitúa después del tanque séptico, al que se une por tubería de junta hermética.

Se recomienda localizar la entrada a 5 cms. del fondo de la caja y las salidas a 1 cms. del mismo fondo.

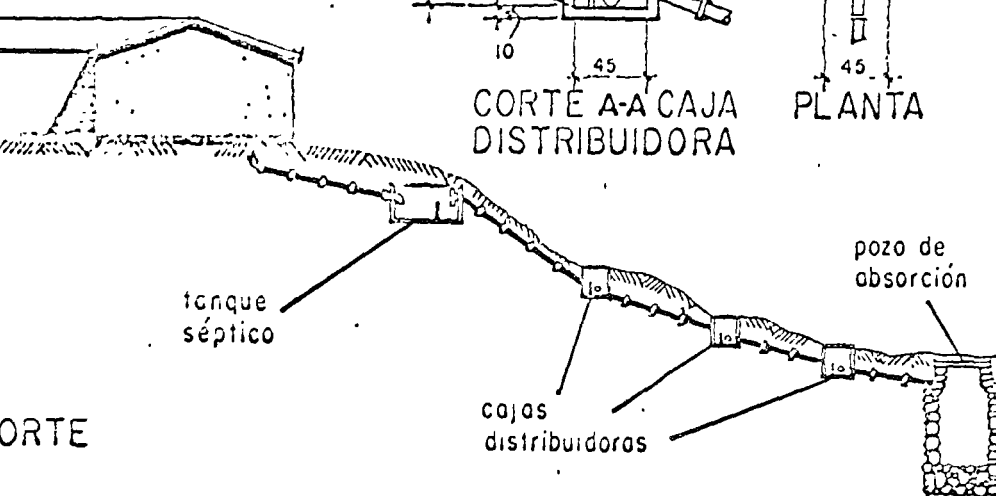
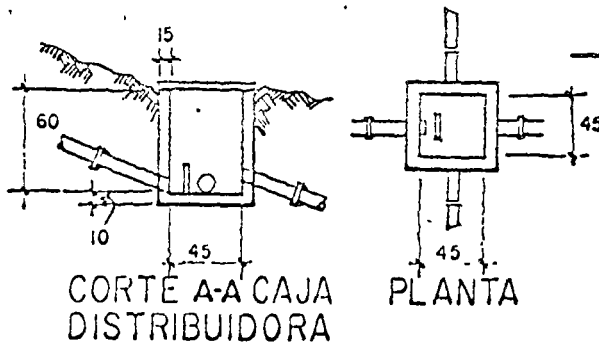
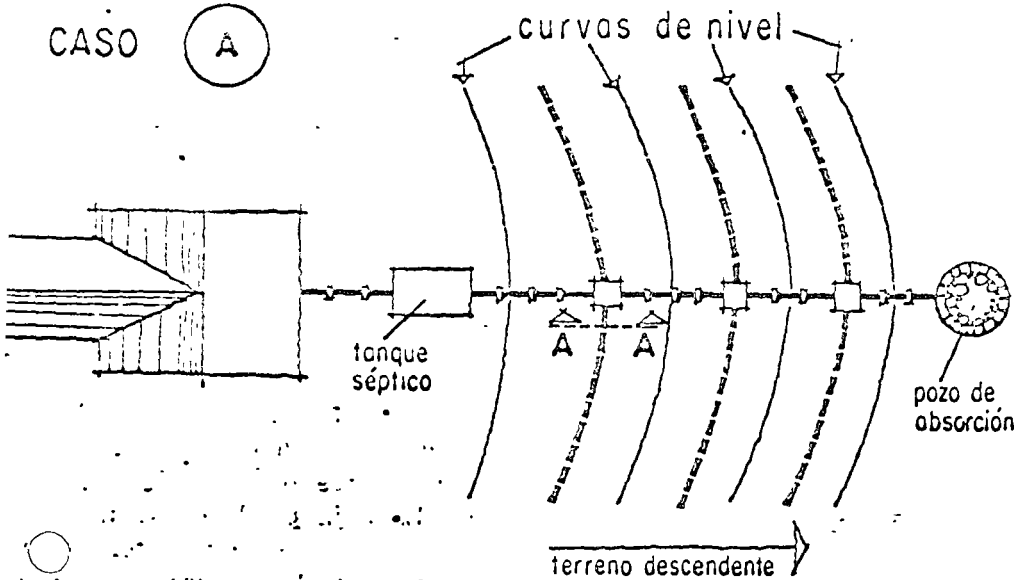


distribución del efluente de tanque séptico

F9

CASO

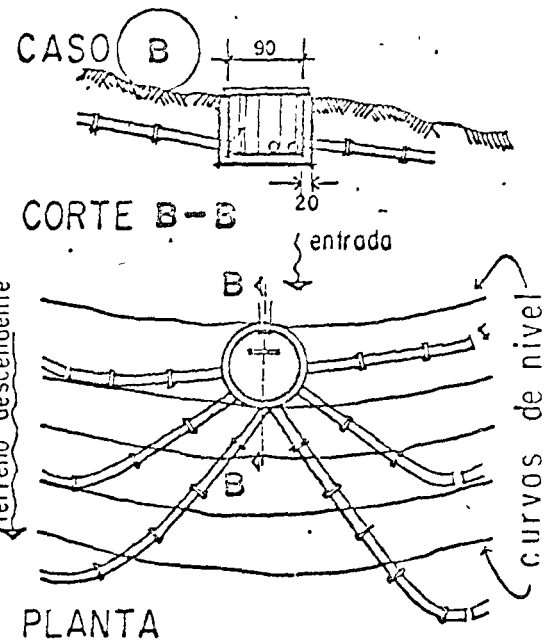
A



CORTE

CASO

B



Los tubos que muestran campana tienen juntas herméticas; los otros están separados unos 2 cms.

CASO A.—Colocación de varias cajas distribuidoras siguiendo la pendiente del terreno, y con tubos no junteados siguiendo las curvas de nivel.

CASO B.—Una caja distribuidora de la que se derivan en forma radial los tubos. Estos llegan con junta hermética hasta la curva de nivel deseada, a partir de la cual se separan.

En el sitio propuesto para campo de oxidación, se deben verificar cuatro o más pruebas, en excavaciones separadas, uniformemente espaciadas. Las pruebas se hacen en las siguientes cuatro etapas:

- 1a. Se excava un hoyo de 0.30 m. por 0.30 con paredes verticales, hasta alcanzar la profundidad proyectada para las zanjas de absorción. (Figura 1).
- 2a. Se limpian con cuidado el fondo y las paredes del hoyo para eliminar superficies sucias o grasosas que dificulten o impidan la infiltración del agua. (Figura 2). Se extrae todo el material suelto y se deposita arena gruesa o gravilla fina hasta obtener un espesor de 5 cms. en el fondo, lo que servirá de filtro para el agua.
- 3a. Se vierte agua en el foso hasta una altura aproximada de 30 cms. sobre la grava; en la mayoría de los suelos es necesario agregar agua, a modo de mantenerla dentro del hoyo durante 2 horas cuando menos y de preferencia toda la noche. (En suelos arenosos, de gran capacidad absorbente, no es necesaria esta etapa).
- 4a. 24 horas después de haberse colocado el agua se observará si permanece en el hoyo. Si tiene un tirante mayor de 15 cms., la prueba indica terreno inapropiado. Si la cantidad es menor o el agua se resumió totalmente, agréguese la suficiente hasta obtener un tirante de 15 cms. sobre la grava. Debe observarse enseguida el tiempo que tarda esta agua para infiltrarse totalmente. La determinación del tiempo promedio que se requiere para que el agua baje 2.5 cms. se obtiene dividiendo el tiempo entre el número de pruebas.

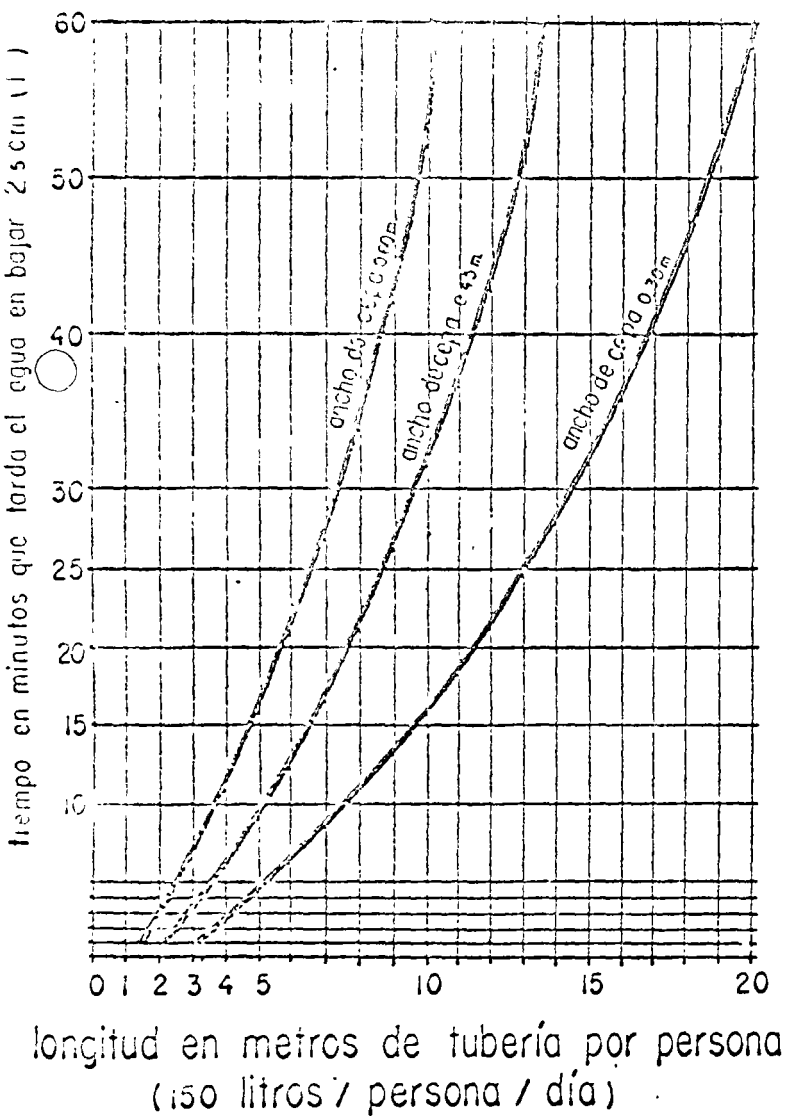
Estas 4 etapas se repiten por separado en cada una de las excavaciones hechas.

Ejemplo.—Se han hecho cuatro pruebas de infiltración, que han dado los siguientes tiempos promedio en cada una para bajar 2.5 cms.: 45, 35, 28 y 16 minutos. El tiempo promedio definitivo será: $(45 + 35 + 28 + 16) \div 4 = 31$ minutos. Con este tiempo se debe entrar en las gráficas No. 1 y No. 2, según se quiera determinar la longitud de drenes para viviendas o escuelas.

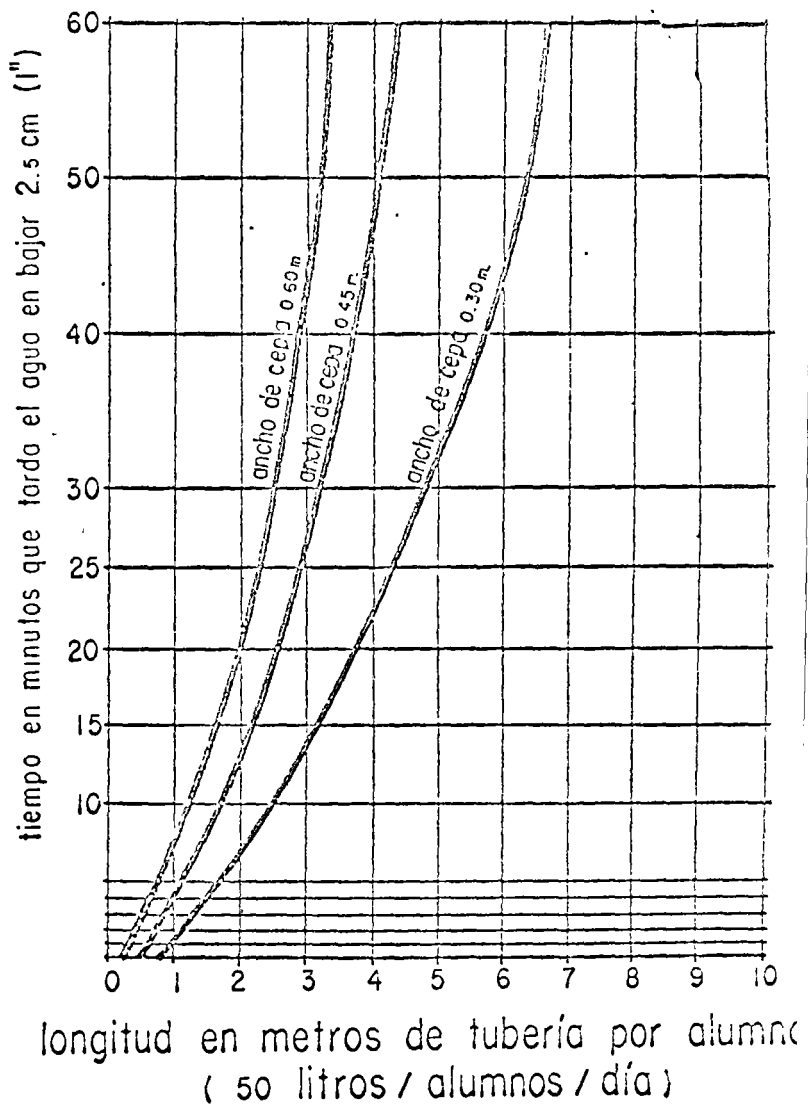
gráfica n° 1 y 2
para campos de oxidación

III

G R A F I C A N° 1



G R A F I C A N° 2



campos de oxidación instalación tubería

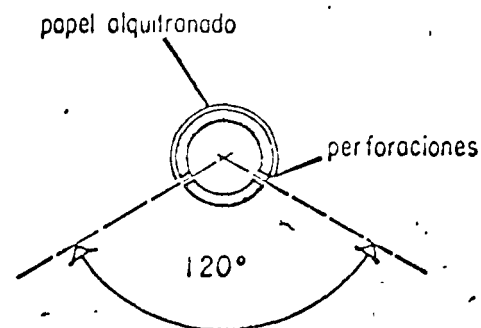
F 12

La profundidad de colocación de esta tubería siempre será menor de 90 cms. con respecto al nivel superior del terreno. La profundidad media recomendada es de 30 a 60 cms. (con altos niveles freáticos puede reducirse a 20 cms.). Con esto se logra que el efluente de la fosa sea distribuido a la profundidad más conveniente y se infiltre en el terreno.

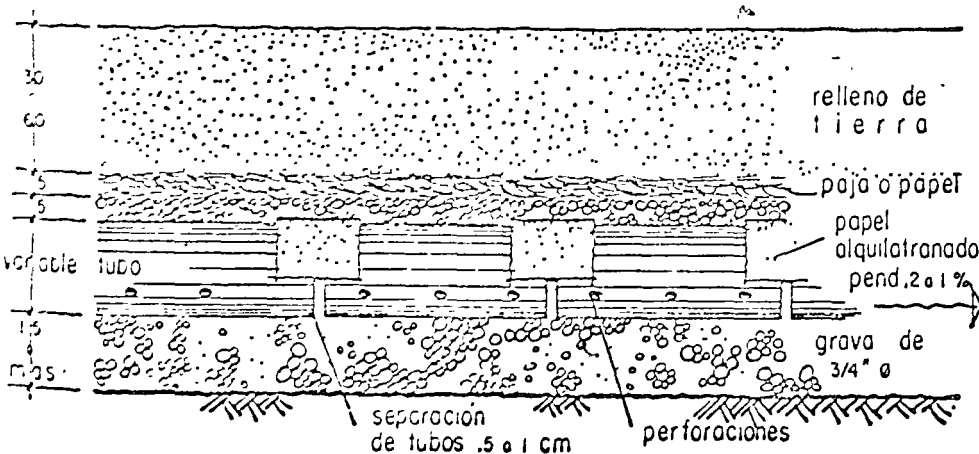
Deberá evitarse la localización de campos de oxidación cerca de árboles, ya que sus raíces pueden llegar a tapar y levantar las tuberías.

Los tubos pueden ser de barro vitrificado o de concreto. Sobre las juntas separadas se colocará papel alquitranado con objeto de evitar que el material de relleno de la zanja entre a los tubos y que suba la humedad. La pendiente de los tubos será mayor, mientras más poroso sea el suelo, pero nunca mayor de 1%.

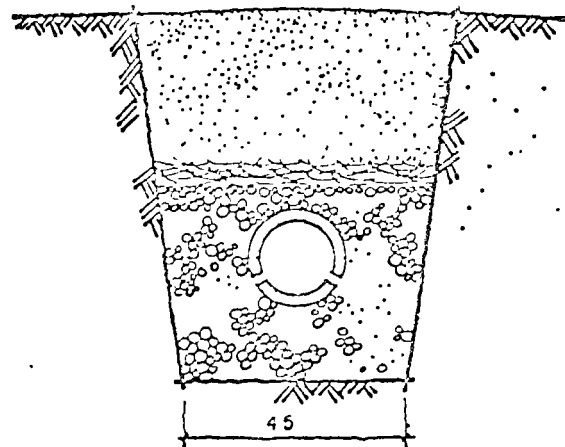
El papel o paja que divide la tierra de la grava, evita que esta se tape con tierra. Si se usa papel, en este caso, no será alquitranado.



DETALLE DE LA
PERFORACION DEL
TUBO



CORTE LONGITUDINAL



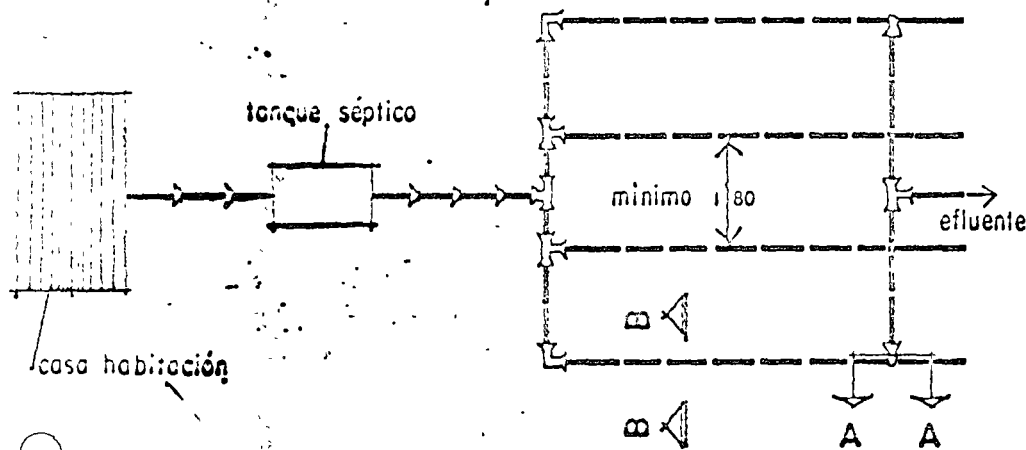
CORTE TRANSVERSAL

zanjas filtrantes para campos de oxidación

F13

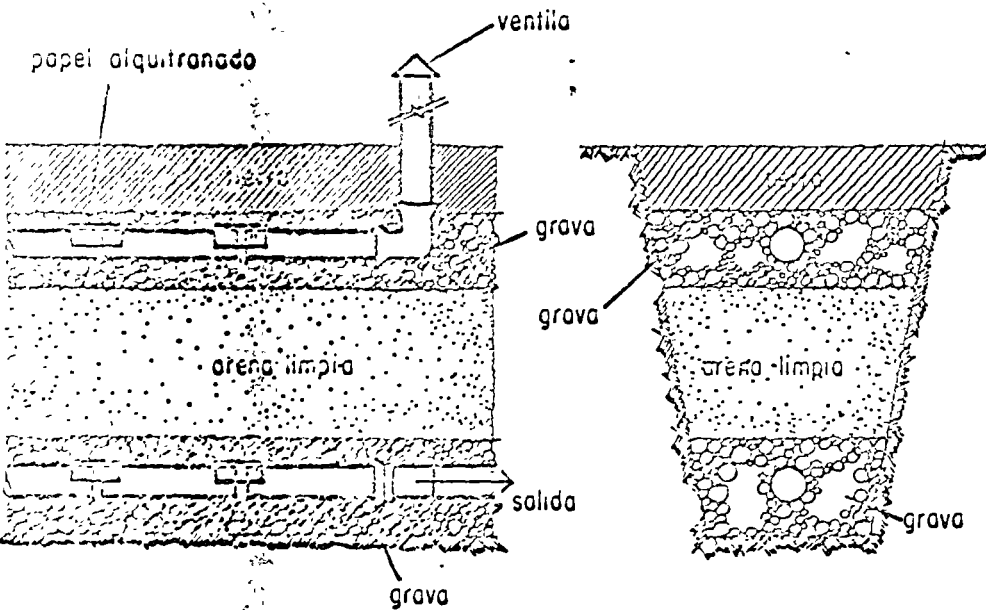
a

PLANTA



Cuando se encuentren terrenos poco permeables (con un tiempo mayor de 30 minutos por cada 2.5 cms., en la prueba de infiltración), se debe combinar la instalación del campo de oxidación con una segunda tubería para drenar el exceso de líquidos y llevarlos a pozos de absorción, o directamente a una corriente grande de agua.

Las zanjas son semejantes a las de los campos de oxidación, pero más profundas, para recibir el dren en la parte inferior. El material filtrante es arena fina a través de la cual los líquidos alcanzan un alto grado de depuración.

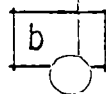


CORTE A-A

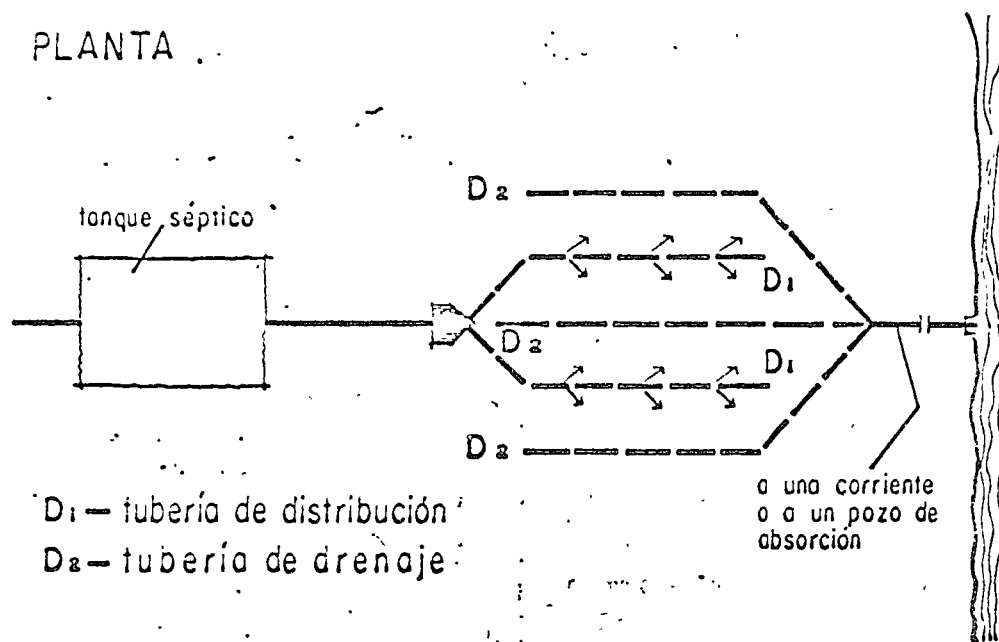
CORTE B-B

zanjas filtrantes para campos de oxidación

F13

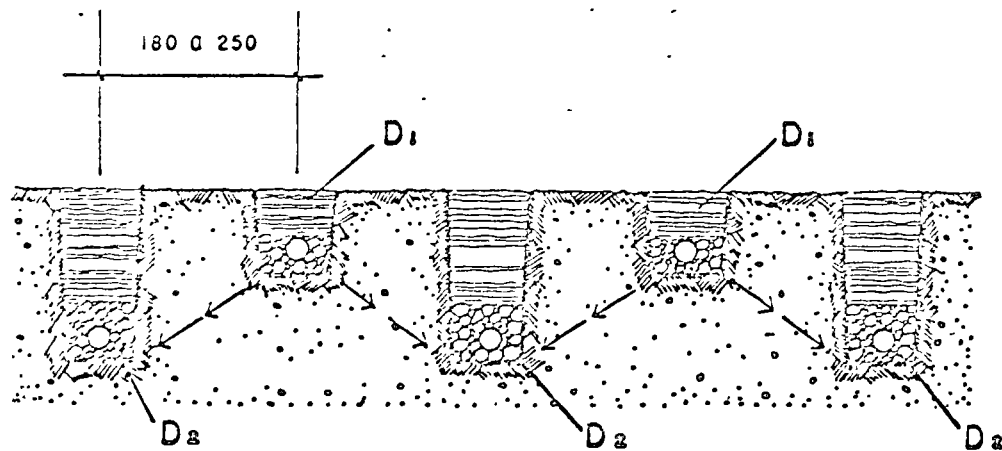


PLANTA



D₁ — tubería de distribución
D₂ — tubería de drenaje

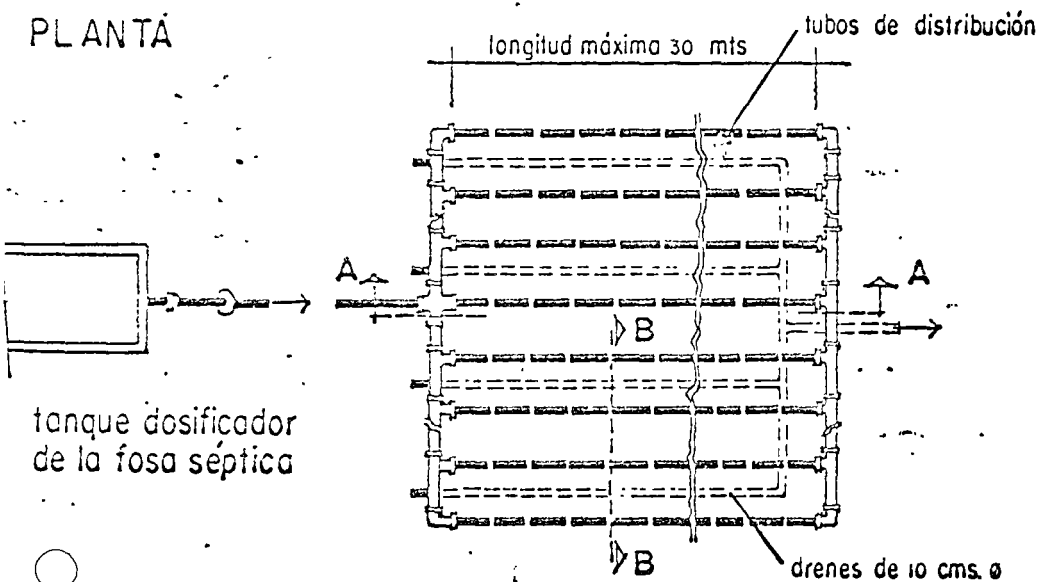
Este caso considera terreno más poroso que el anterior. El material de relleno puede ser grava o pedacitos de tabique, ya que el terreno es material filtrante.



CORTE

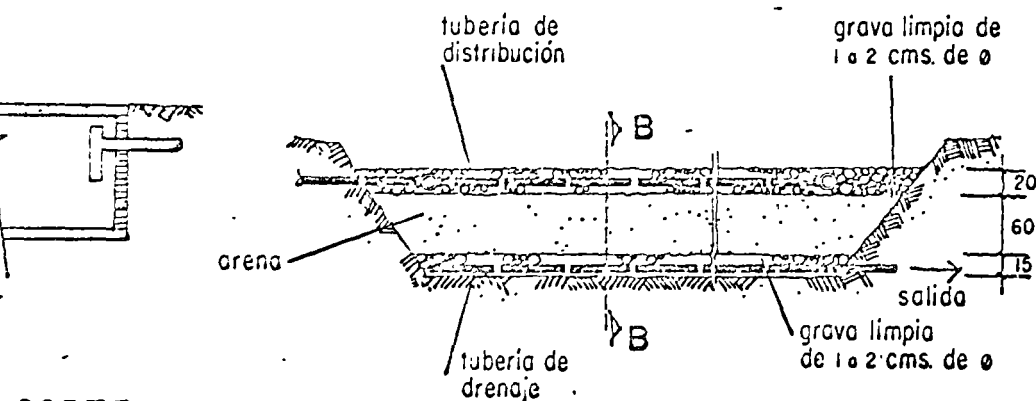
filtros superficiales para campos de oxidación

PLANTA

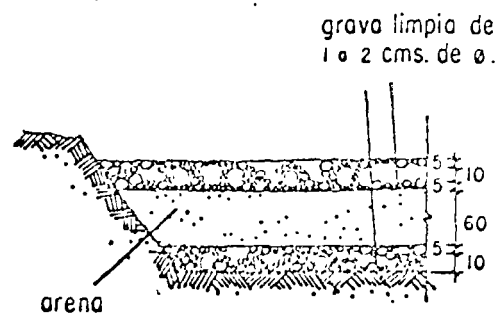


En esta lámina se ilustra una solución para instalaciones grandes en cuyo caso se elimina el procedimiento de zanjas con filtro (que no es muy económico), substituyéndolo por un área menor de filtración haciendo la excavación en una zona reducida y rellenándola con arena y grava, según se indica.

En este caso, como en el anterior, la capacidad de filtración se considera a razón de 60 a 70 lts., por día, por M^2 , o sea de 2 a 2.5 M^2 por persona.



CORTE A-A

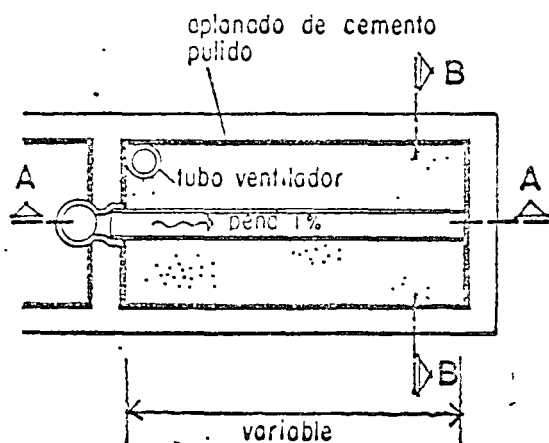


CORTE B-B

cámara de oxidación

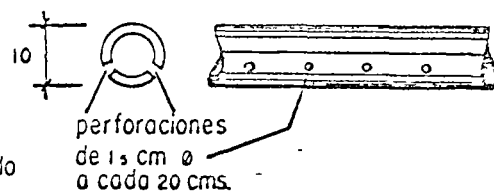
F15

PLANTA



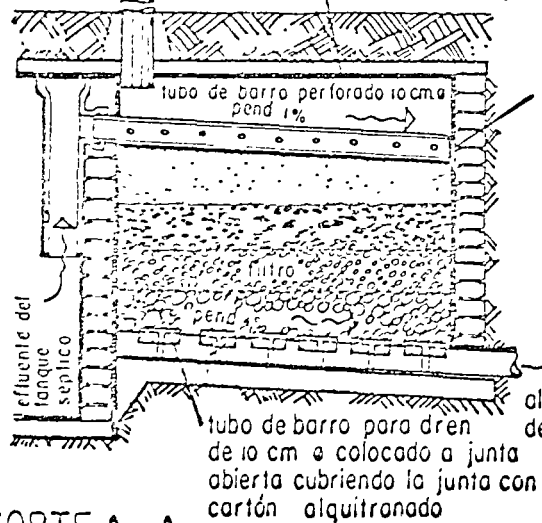
- 1 capa de confitillo de 5 m/m
Ø de 10 cm de espesor
- 2 capa de grava de 3 cm. Ø
de 20 cm de espesor
- 3 capa de grava de 3.6 cm.
Ø de 20 cm. de espesor
- 4 capa de grava o piedra
de río de 6.10 cm. Ø
de 30 cm. de espesor

DETALLE DEL TUBO DE DISTRIBUCION DEL FILTRO



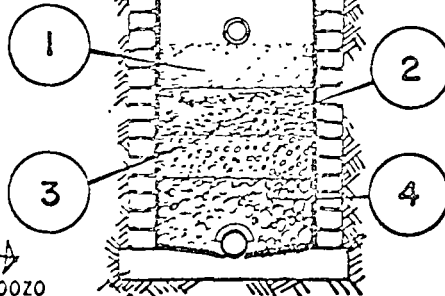
tubo ventilador de 15 cm. Ø
con malla

aplanado de
cemento pulido



CORTE A-A

extremo
obturado

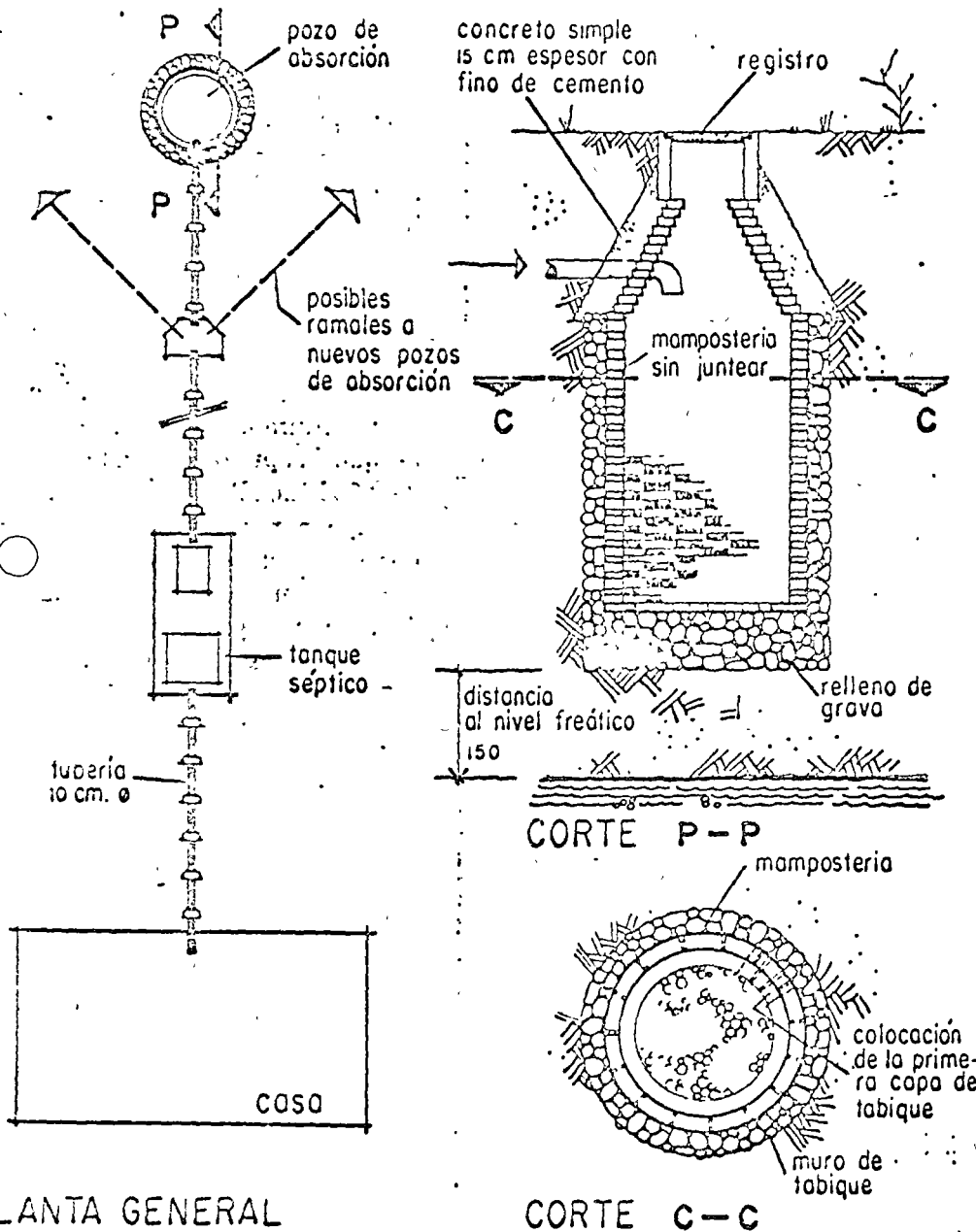


CORTE B-B

Cuando el terreno es pequeño para construir un campo de oxidación o un filtro subterráneo de arena, se puede instalar un filtro anexo al tanque séptico, hecho de material impermeable enterrado y tapado, con ventilación exterior. Sus dimensiones se calculan a razón de 0.1 M³ de material filtrante por persona y para 10 personas como mínimo. No se recomienda para tanques sépticos de volumen mayor de 3,000 lts. El efluente séptico se distribuye por medio de tubos perforados sobre el material filtrante, recogiendo en drenes localizados en el fondo, conectados a un pozo de absorción.

FIG

pozos de absorción



Las aguas provenientes de zanjas filtrantes, filtros subterráneos o cámaras de oxidación, operados debidamente, pueden verterse a un curso de agua, pero será conveniente clorarlas como una medida de seguridad.

Sin embargo, el medio más recomendable para su oxidación es la tierra y el método adecuado el POZO DE ABSORCION, en donde las aguas se infiltran al subsuelo a través de las paredes y piso permeables, construidos como se indica en la figura.

Las dimensiones y número de pozos necesarios dependerán de la permeabilidad del terreno y se diseñarán de acuerdo con la experiencia que se tenga en la región donde se construyan.

PLANTA GENERAL

CORTE C-C



SIMPOSIO SOBRE AMBIENTE, SALUD Y DESARROLLO EN LAS AMERICAS

CENTRO PANAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y CIENCIAS DEL AMBIENTE (C.P.I.S.A.)

México, D.F., 29 de julio al 2 de agosto

TEMA III A

POLUCION DE AGUA EN AMERICA LATINA

Enfoques Propuestos de Control

Walter A. Castagnino

Asesor Regional en Polución de Agua
Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente
Organización Panamericana de la Salud
Oficina Sanitaria Panamericana, Oficina Regional de la
Organización Mundial de la Salud

POLUCION DE AGUA EN AMERICA LATINA

Enfoques Propuestos de Control

por

Walter A. Castagnino
Asesor Regional en Polución de Agua
Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria
y Ciencias del Ambiente (CEPIS)

Introducción

América Latina, como el resto de la humanidad, ha sentido la necesidad de mejoramiento de las condiciones ambientales, en las cuales tienen un rol significativo los sistemas hídricos. Esta preocupación no es nueva, sin embargo, en muchas áreas comparativamente más desarrolladas que el promedio, lo cual es válido aun para regiones dentro de un mismo país.

Como es natural, las acciones se orientaron siguiendo pautas establecidas en países de avanzado desarrollo e industrialización, con algunos resultados positivos en ciertos casos. En particular, hubo una señalada tendencia a adoptar normas y estándares para parámetros representativos de calidad de aguas, sin reparar lamentablemente en las diferencias de posibilidades y de situaciones. Es nuestro propósito, en estos párrafos, examinar las consecuencias de esas actitudes, extraer algunas conclusiones y proponer un número no exhaustivo de recomendaciones que podrían contribuir a fijar enfoques de las nuevas políticas de control de polución de aguas en nuestros países.

I. Realidades Económicas y Calidad de Aguas

Los daños producidos por la calidad del agua degradada por contaminantes deberán ser evaluados por las consecuencias sociales y económicas en los aprovechamientos actuales o previstos del sistema hídrico. Esas consecuencias podrían ser clasificadas en tres rangos.

- a. daños a la salud por agentes tóxicos o patógenos
- b. daños a valores estéticos o al complejo ecológico; generalmente por sólidos o líquidos flotantes o suspendidos, tóxicos, condiciones anaeróbicas o crecimientos microbiológicos.
- c. daños a valores económicos; incluyendo: oportunidades perdidas de uso del sistema hídrico, eficiencias reducidas o costos crecientes

de producción y daños por corrosión, sedimentación y similares a estructuras y ciertos usos.

Asumiendo que, en cualquier área, los habitantes estarán siempre dispuestos a pagar lo necesario para evitar los daños a la salud, la consideración de las actitudes respecto a los otros rangos mencionados eliminando el anterior, nos puede llevar a conclusiones interesantes. Supongamos como lo muestra la Fig. 1, que configuramos una curva de daños en función de la concentración de un parámetro relevante de calidad de aguas (p). Admitamos que esa situación se repita en otra área con posibilidades de ingreso/cápita diferente. La valuación de los costos en una y otra área representaría un costo de oportunidad diferente que se traduciría en dos curvas (I y II) de costos de control. El valor mínimo de la resultante de costos más daños sería diferente en ambos casos, notándose que para la curva de costos relativos mayores, la concentración óptima es también mayor ($p_{II} > p_I$). Esto quiere decir que el área de menores ingresos, por conceptos relativos a preservación de valores estéticos, ecológicos y/o económicos, aceptaría valores de calidad de aguas menos estrictos que los del área de mayores ingresos. No olvidemos además que la obtención de una concentración p es el resultado de un cociente entre la carga que recibe y transforma el curso de agua y el caudal de dilución. O sea que:

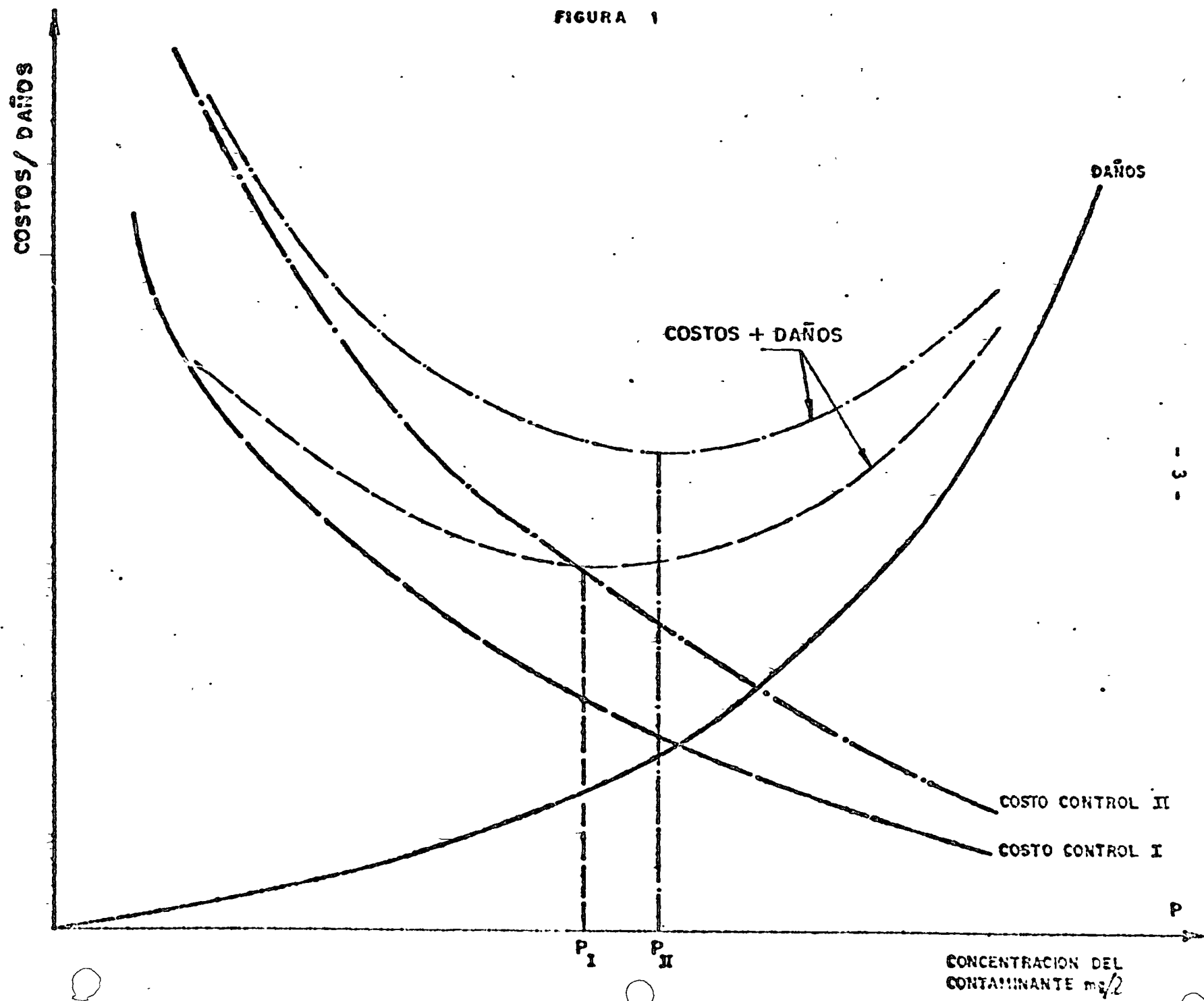
$$p = \frac{f(W)}{Q}$$

donde W es la carga original, $f(W)$ la transformada por asimilación u otro mecanismo natural y Q la dilución. Es por esta razón de que, a veces, el aumento de Q es más económico que la reducción de $f(W)$, que debe examinarse la interacción de polución de aguas y el manejo cuantitativo del recurso.

Por lo anterior, podríamos presentar las tres primeras recomendaciones:

1. La calidad de aguas propuesta en cada situación responderá a su relación con un indicador económico (como el ingreso/cápita), excepción hecha de lo que afecta a la salud de los usuarios.
2. Los límites de los diversos parámetros serán dinámicamente considerados, teniendo en cuenta la capacidad de alcanzarlos de acuerdo al progresivo incremento del ingreso u otro indicador.
3. En los casos donde sea factible, será necesario estimar la contribución que los efectos de la dilución pueda efectuar a la reducción de la concentración de un contaminante, esencialmente considerando esa dilución como una variable.

FIGURA 1



II Planificación y Objetivos

Los objetivos de un determinado desarrollo hídrico deberían ser la traducción a expresiones manejables por los técnicos de las aspiraciones de la población afectada por el recurso. Esos objetivos no consisten en la cuantificación de demandas como pudiera ser la irrigación de un número de miles de hectáreas. Son en realidad conceptos socioeconómicos que expresarán la forma en que el recurso hídrico contribuirá al beneficio de los usuarios. Una vez formulados, los objetivos complementados con restricciones de elementos no cuantificables, serán la guía para establecer las relaciones entre variables y determinarán la solución óptima o la mejor si no puede seguramente hallarse ésta. Todo esto está ligado a los esquemas de utilización del recurso hídrico, algo que está profundamente relacionado con las metas de los organismos de planificación. Es por todo ello que caben las dos recomendaciones que siguen:

4. La utilización del recurso hídrico es cambiante pero en sus aspectos fundamentales puede ser prevista. En esa previsión deben colaborar las altas autoridades de planificación y sus técnicos.
5. Los objetivos socioeconómicos de aprovechamiento de un cuerpo de agua afectado por la polución son los que guían las soluciones óptimas. Es altamente deseable presentar diversas posibilidades de objetivos y sus correspondientes soluciones óptimas a las autoridades, para ayudar en la elección del más adecuado.

III Obtención de Informaciones

Para poder analizar las posibilidades de múltiple uso de un sistema hídrico es necesario caracterizar las demandas así como los aportes de agua en cantidad y calidad. Todos estamos conscientes que en América Latina existen serios vacíos de información en los aspectos hidrológicos así como en valores de parámetros de calidad de aguas.

Quizás podríamos concordar en que la adquisición de datos hidrológicos es de mayor dificultad que la de obtener los pertinentes de calidad; ya que los lapsos involucrados son notoriamente mucho más extensos en el primer aspecto. Estas carencias no debían constituirse, sin embargo, en muro infranqueable para los estudios. No debemos olvidar que existen avances en el campo de la hidrología que permiten corroborar y estudiar registros reducidos, obteniendo resultados que estadísticamente son indiferenciables de los históricos. Una palabra de advertencia referente a los datos de calidad de aguas parece ser de orden, no obstante. Mayor número de datos no significa mayor información. El problema consiste en

reunir los datos adecuados en los lugares que interesan y en los intervalos precisos. Y ello está relacionado con los esquemas de utilización y con las técnicas de predicción y evaluación que se van a aplicar. Todo dato superfluo es no sólo costoso sino que puede incluso perjudicar la clara percepción de los problemas. Si se acepta lo que precede, entonces son pertinentes las dos recomendaciones que se exponen a continuación:

6. En todo problema de control de polución el conocimiento de la hidrología juega un rol fundamental. Como en América Latina, en la mayoría de las situaciones, hay una seria deficiencia de datos hidrológicos, se recomienda recurrir a las modernas herramientas de la hidrología estocástica para extender y analizar los exiguos registros existentes.
7. La colección u obtención indiscriminada de datos de calidad de agua, actuales o del pasado, no conduce generalmente a la posesión de la información necesaria. Es sólo después de decidir acerca de cuál metodología se adoptará para conseguir la solución óptima del problema que se podrá diseñar el sistema de medición de calidad adecuado.

IV ¿Modelos en América Latina?

Por lo que se vislumbra, de acuerdo a lo ya expuesto, pocos dudarán de nuestra proposición de respuesta a esta pregunta. Permítasenos, sin embargo, presentar algunas consideraciones que nos conducirán a las últimas recomendaciones que nos atreveremos a formular.

La administración de un recurso hídrico tiene varios niveles de estrategia. Podríamos condensarlos en tres principales:

- A. El primer nivel, que conduce a definir dimensiones de estructuras, eficiencias de plantas, límites de calidad de aguas y cuantificaciones de beneficios, costos y daños a largo plazo. Esta fase normalmente especificará políticas de operación de carácter estacional o anual. Los modelos son de carácter estable en cada periodo considerado, asumiendo en general que las cargas no varían dentro de cada periodo o estación anual y como es natural trabajan con promedios ponderados.
- B. La reducción de los periodos, especificando como resultados la política de operación para cada mes del año, por ejemplo, constituiría el segundo nivel. Generalmente es una extensión del primer nivel, conduciendo, inevitablemente, a complicaciones de solución (incluyendo de computación) de mayor entidad que el anterior.

- C. Los modelos esencialmente dinámicos, de operación diaria y aun horaria, que corrigen o alivian situaciones donde los controles y las informaciones permiten respuestas de ese orden de rápida acción, constituirían el plano superior de estrategia. Este tercer nivel requiere, por lo tanto, sistemas de monitoreo, de análisis y de computación acordes a sus finalidades.

Es para nosotros evidente, a través de nuestra experiencia en América Latina, que lo imperioso es desarrollar el primer nivel de estrategia actualmente. Los niveles subsiguientes serán objeto de nuestra atención en un futuro, quizás próximo en algunos casos, pero exigiendo una visión amplia que sólo la proporciona el primero considerado.

La Organización Panamericana de la Salud, a través de sus técnicos (y del CEPIS en particular), ha contribuido, y continúa haciéndolo, a desarrollar modelos y metodologías a ese primer nivel en varios sistemas hídricos en el subcontinente. A este respecto algunas experiencias son dignas de mención.

El desarrollo de modelos de calidad, especialmente de algunos parámetros esenciales como oxígeno disuelto en el agua, generalmente precede a los llamados modelos económicos donde ciertas variables son esencialmente cuantitativas como flujos y volúmenes. Los resultados obtenidos en un modelo influyen en el otro y, como regla general, el proceso de obtener las soluciones es iterativo. La herramienta de mayor frecuencia de aplicación es, indudablemente, la programación lineal, a veces con artificios para linealización. En todos los casos, sin embargo, un número de suposiciones simplificadoras son necesarias; el número es creciente con la vaguedad de los datos disponibles.

No obstante, es del caso mencionar dos elementos de ajuste que permiten considerar los resultados con mayor confianza. Uno es la calibración de los modelos de calidad de aguas, un proceso que debe basarse en datos reales y que exige un conocimiento acabado del sistema hídrico, especialmente por parte de los encargados de los estudios. El otro es el análisis de sensibilidad de la solución encontrada, lo cual permite conocer el rango de variación de las suposiciones sin que se afecten los valores que la caracterizan. Dicho de otro modo, conoceríamos el impacto de cada suposición en los valores encontrados para estructuras, plantas y otros elementos de decisión. Demás está decir que tales posibilidades son de extrema importancia en vista de los rápidos cambios que suceden o cabe esperar en la utilización de nuestros recursos hídricos.

La respuesta a la pregunta del acápite de estos párrafos es ahora quizás más clara. América Latina debe aprovechar las modernas herramientas de análisis y computación disponibles. Pero al hacerlo debe cuidar de desarrollarlas con miras a su utilización en disminuir los costos del control de polución, que no es ni puede ser una acción

aislada en el contexto del aprovechamiento de cualquier sistema hídrico. Es por ello que ofrecemos a la consideración estas tres recomendaciones finales:

8. De los tres niveles de estrategia de planeamiento, América Latina necesita, prácticamente en todos los desarrollo hídricos, comenzar con el de diseño de estructuras y plantas (primer nivel). Esta fase de planeamiento debe incorporar las variables de calidad de agua y generalmente especificará políticas de operación estacionales o anuales.
9. La necesaria calibración de todo modelo de calidad de aguas exige un conocimiento detallado del curso o cuerpo de agua en cuestión. El propio encargado de la conducción del estudio y sus colaboradores deben efectuar los reconocimientos para que ello pueda reflejarse adecuadamente en el modelo, ya que este proceso es un elemento fundamental de ajuste del mismo.
10. Los llamados modelos económicos del recurso hídrico, que generalmente incorporan las condiciones de calidad de aguas como restricciones, son las verdaderas herramientas de manejo del sistema. Una utilidad adicional es su posibilidad de adaptación a las dinámicas del aprovechamiento hídrico.

En América Latina, donde los cambios son acelerados, es ingenuo pensar que la corrección de una condición de polución de aguas actual responde a las necesidades de un futuro relativamente próximo. Por ello es que el esfuerzo en desarrollar y resolver los algoritmos del modelo y sus pruebas de sensibilidad resulta pequeño frente a las posibilidades de ahorro en las realizaciones de alto costo involucradas así como al considerar los impactos en la evolución planeada del recurso hídrico.

PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

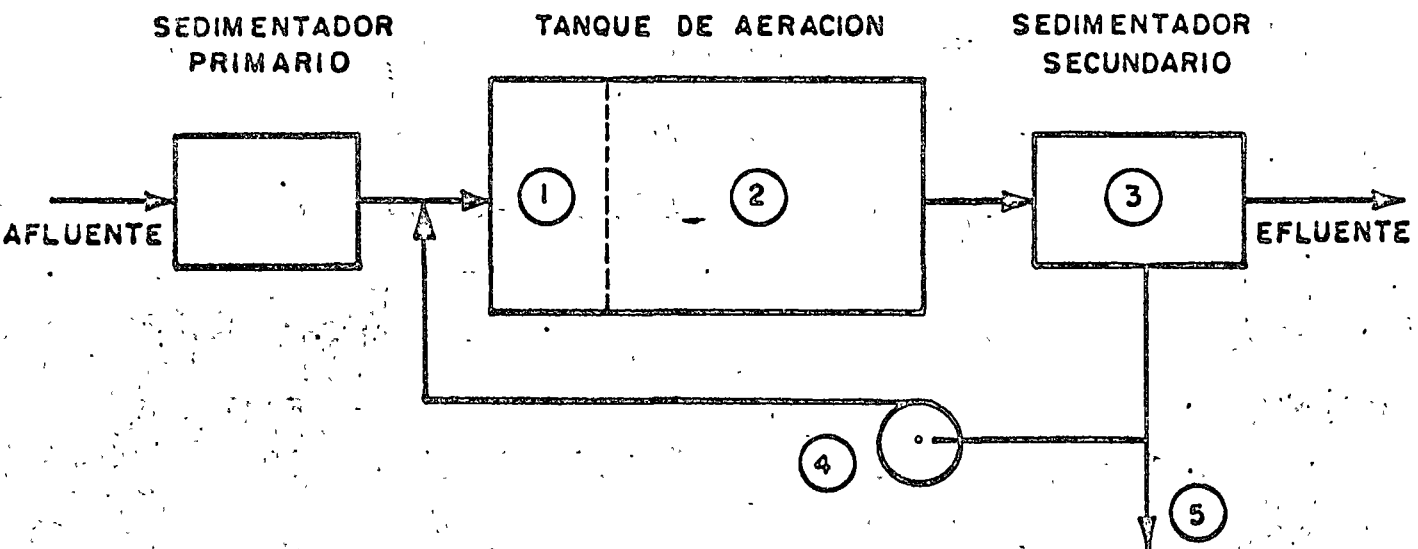
Dr. Fabian Yanez*

-
- * Asesor Regional en Aguas Residuales del Centro Panamericano de Ingenieria Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS), de la OPS/OMS con sede en Lima, Peru.

A. FACTORES ESENCIALES DEL PROCESO

El proceso de oxidación biológica conocido como "lodos activados" está compuesto de cinco etapas esenciales las cuales están indicadas en la figura 1. En cuanto al número de procesos unitarios de tratamiento se encuentra que hay tres de los cuales dos son esencialmente necesarios. La sedimentación primaria se incluye actualmente en el esquema de tratamiento convencional, aunque no es imprescindible, y en variaciones del proceso como "lodos activados a mezcla completa" y "zanjas de oxidación" no se considera la inclusión de sedimentación primaria.

La primera etapa de contacto ocurre cuando el afluente del proceso (agua residual cruda o sedimentada) es mezclada con el lodo recirculado del sedimentador secundario. Esto ocurre en la primera parte del tanque de aeración. A continuación se incluye una segunda etapa de aeración en donde se mantiene aeróbica esta mezcla de agua residual y lodo que se llama "licor mezclado" en agitación por medio de la introducción de oxígeno, ya sea por difusión de aire comprimido o por aeración mecánica. Durante estas dos primeras etapas los microorganismos del lodo sintetizan en nuevas células la materia orgánica que trae el agua residual, produciéndose así la biodegradación de los compuestos solubles y coloidales. Además de síntesis se produce alguna destrucción de la biomasa por respiración endógena que resulta luego de que los microorganismos han absorbido los compuestos orgánicos más fácilmente asimilables y comienzan a poner en solución su materia asimilada por ruptura de las células. La cantidad relativa de síntesis y respiración endógena



- ① ETAPA DE CONTACTO, ADSORCION O FLOCULACION:
PONER EN CONTACTO EL AGUA RESIDUAL (COMIDA)
Y EL LODO ACTIVADO (MICROORGANISMOS)
- ② ETAPA DE AERACION:
MANTENER AEROBICO Y EN SUSPENSION (MEZCLA)
EL "LICOR MEZCLADO"
- ③ ETAPA DE SEPARACION:
REMOVER EL LODO ACTIVADO DE AGUA RESIDUAL TRATADA
- ④ ETAPA DE RECIRCULACION:
HACER RETORNAR EL LODO ACTIVADO AL AFLUENTE
DEL TANQUE DE AERACION
- ⑤ ETAPA DE DISPOSICION:
REMOVER EL EXCESO DE LODO ACTIVADO DEL SISTEMA

FIGURA N° 1

FACTORES ESENCIALES DEL PROCESO
DE LODOS ACTIVADOS.

depende del tipo de proceso y del tamaño relativo de estas dos primeras etapas. Esto será discutivo más adelante con las variaciones del proceso.

La siguiente etapa de clarificación consiste en separar el lodo del licor tratado para descargar el líquido clarificado como efluente del proceso. El subflujo del tanque de sedimentación es retornado al tanque de aeración en una cuarta etapa de recirculación y el exceso de sólidos producidos es retirado del sistema en una quinta etapa de disposición.

B. VARIACIONES DEL PROCESO

Existen una gran cantidad de variantes del proceso de lodos activados. Estas han sido agrupadas en este trabajo desde varios puntos de vista.

Desde el punto de vista del tamaño relativo de la unidad de aeración se encuentran cuatro variantes: el proceso convencional, el de alta capacidad, el de contacto-estabilización y el de aeración extendida. Las características más relevantes de estos procesos han sido indicadas en las figuras 2, 3, 4 y 5. En la figura 4 se ha esquematizado el proceso de contacto-estabilización indicando en uno de dos tanques por separado siendo el de mayor capacidad el que corresponde a la reaeración de lodo. Cabe mencionarse que aunque este arreglo ha sido usado, se puede emplear un solo tanque para las dos operaciones utilizando el final de este para la zona de contacto.

En las cuatro figuras indicadas se ha dibujado como alternativa opcional el uso del proceso de sedimentación primaria y/o secundaria como en el caso de aeración extensiva (figura 5).

Desde el punto de vista del modelo de flujo, en el tanque de aeración los procesos pueden subdividirse en esquema a mezcla completa y con flujo a pistón. En la figura 6 se incluyen tres ejemplos de los primeros. Aunque las ventajas y desventajas de estos esquemas se discuten en otro capítulo, cabe mencionarse que los procesos a mezcla completa son más insensibles a variaciones de carga orgánica y temperatura puesto

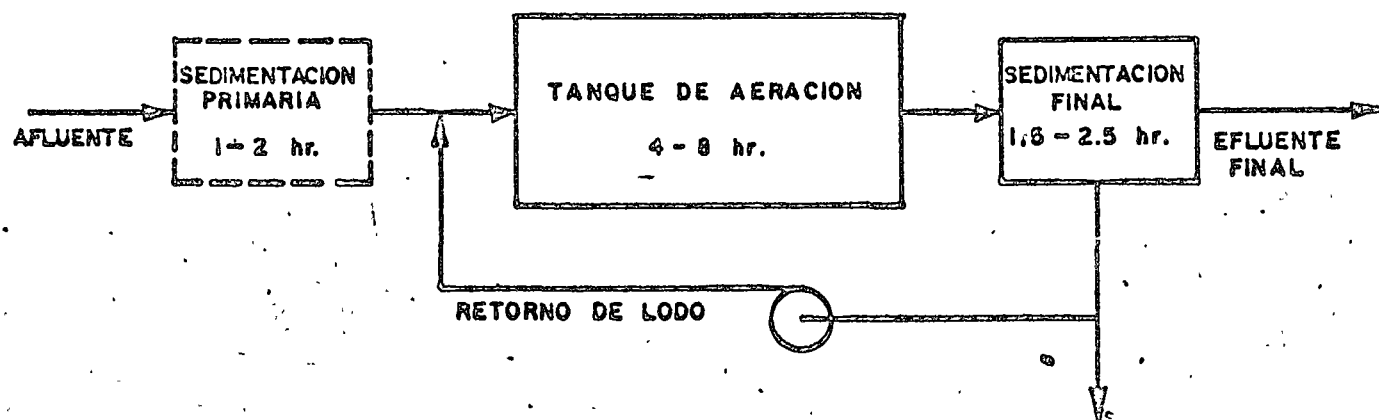


FIGURA N° 2 PROCESO CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVADOS

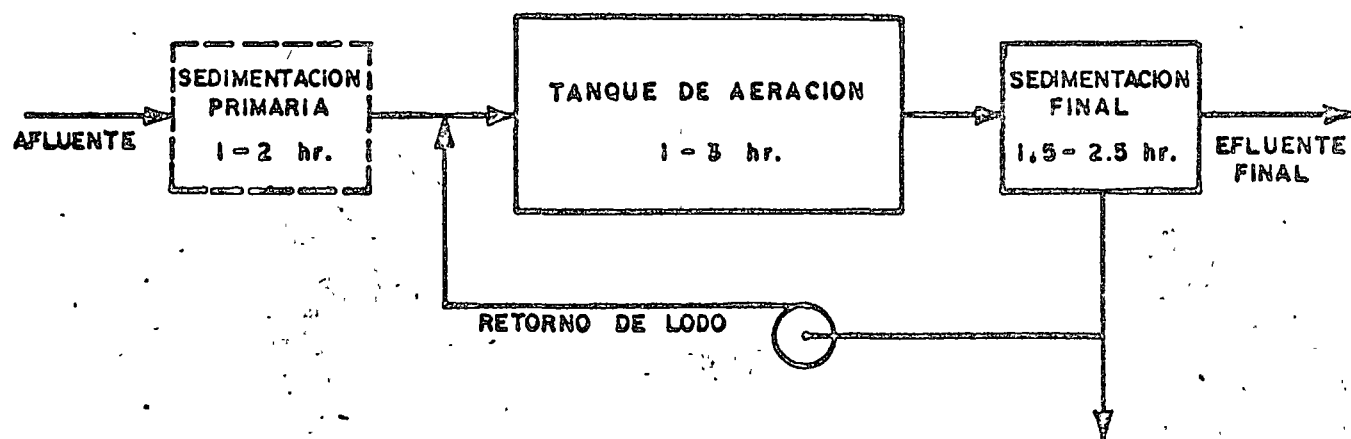


FIGURA N° 3 PROCESO DE LODOS ACTIVADOS DE ALTA CAPACIDAD O AERACION MODIFICADA

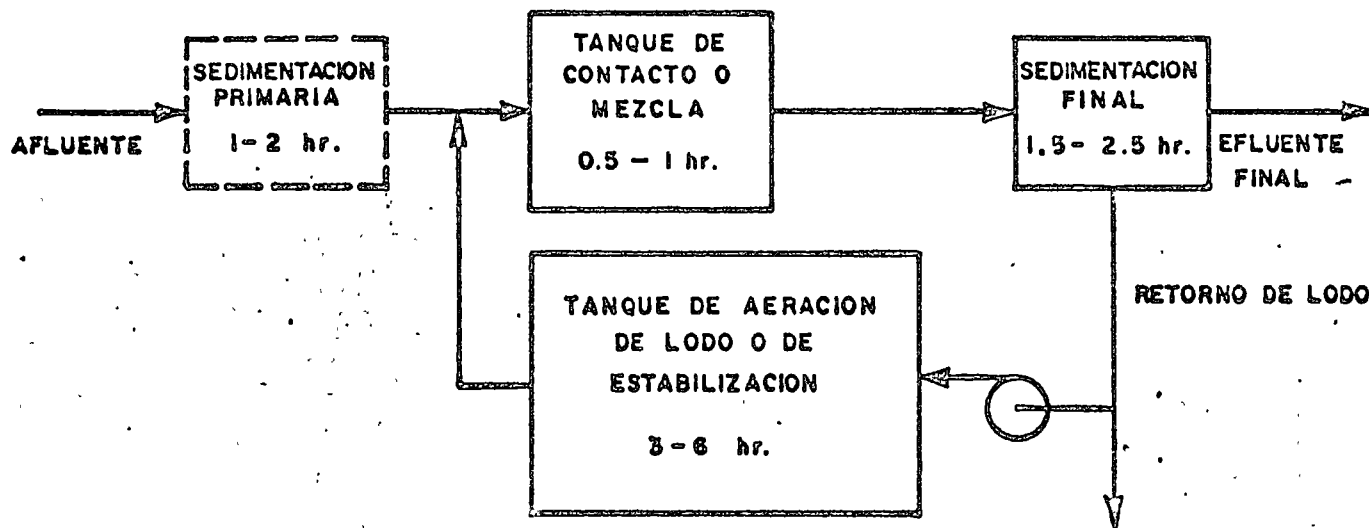


FIGURA N° 4. PROCESO DE CONTACTO-ESTABILIZACION,
 ADSORCION RAPIDA O REAERACION DE
 LODOS



FIGURA N° 5 PROCESO DE AERACION EXTENDIDA

que se mantiene el impacto de estas cargas difundido en el sistema debido a la mezcla completa por la cual el abastecimiento y demanda de oxígeno se mantiene al mismo nivel a lo largo del tanque.

En la figura 7 se presentan tres esquemas de procesos con flujo a pistón. Este tipo de flujo simula un tanque largo en donde un infinitésimo de volumen viaja a lo largo del mismo, de comienzo a fin. En el proceso convencional se mantiene un solo punto de entrada del afluente al comienzo del tanque. El abastecimiento de oxígeno es constante.

En el proceso de aeración por pasos se incluyen varios puntos de entrada de agua residual con un abastecimiento constante de oxígeno. El sistema de aeración escalonada es una variante del proceso convencional con la introducción variable de aire, con mayor cantidad a la entrada del tanque en donde es más necesario.

La figura 8 indica una combinación de sistemas a mezcla completa y flujo a pistón en el proceso carrousel, en donde se han incluido tres zonas de cada tipo. Este proceso puede operar como sistema convencional o con aeración por pasos. Las concentraciones de oxígeno para ambos casos - abastecimiento y demanda - se indican en la misma figura.

Finalmente en la figura 9 se presentan tres sistemas patentados de tratamiento: El proceso Zigerly con la introducción de fibra de

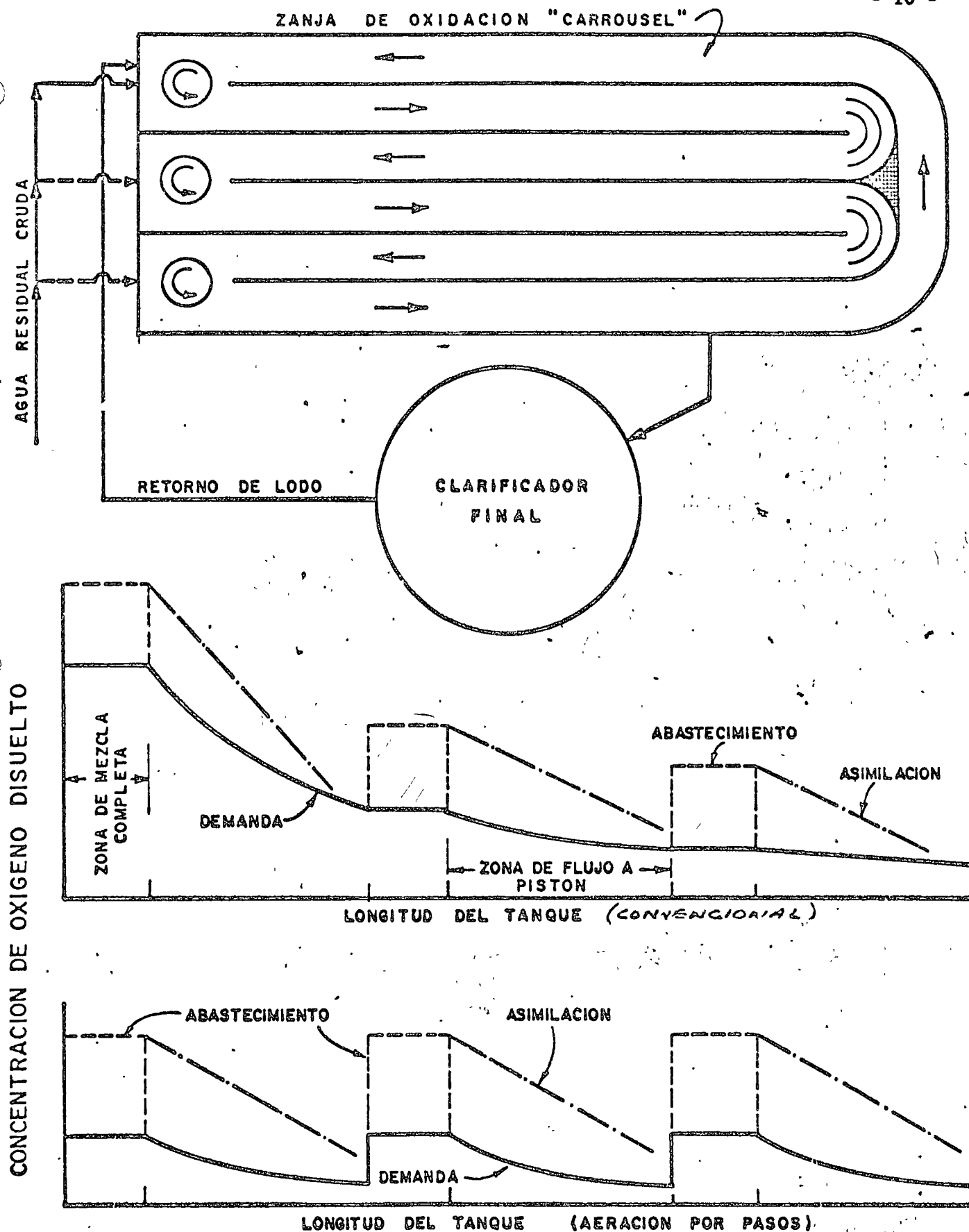
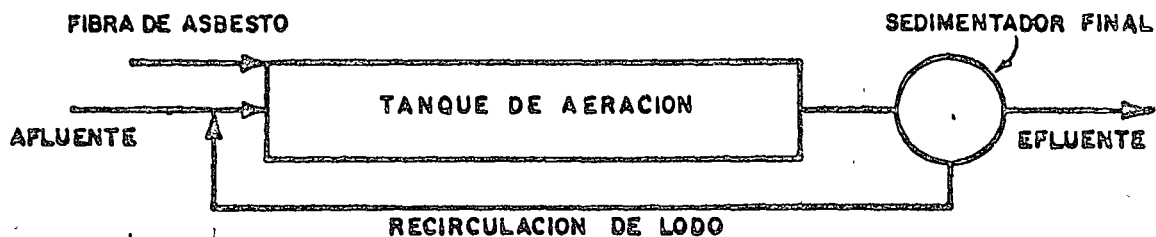
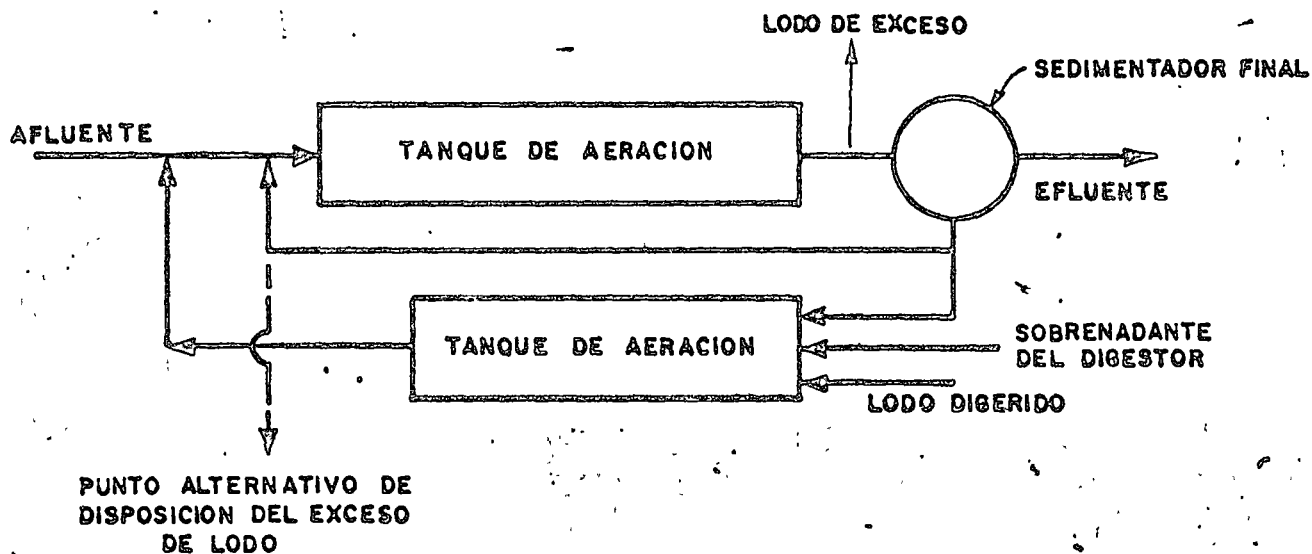


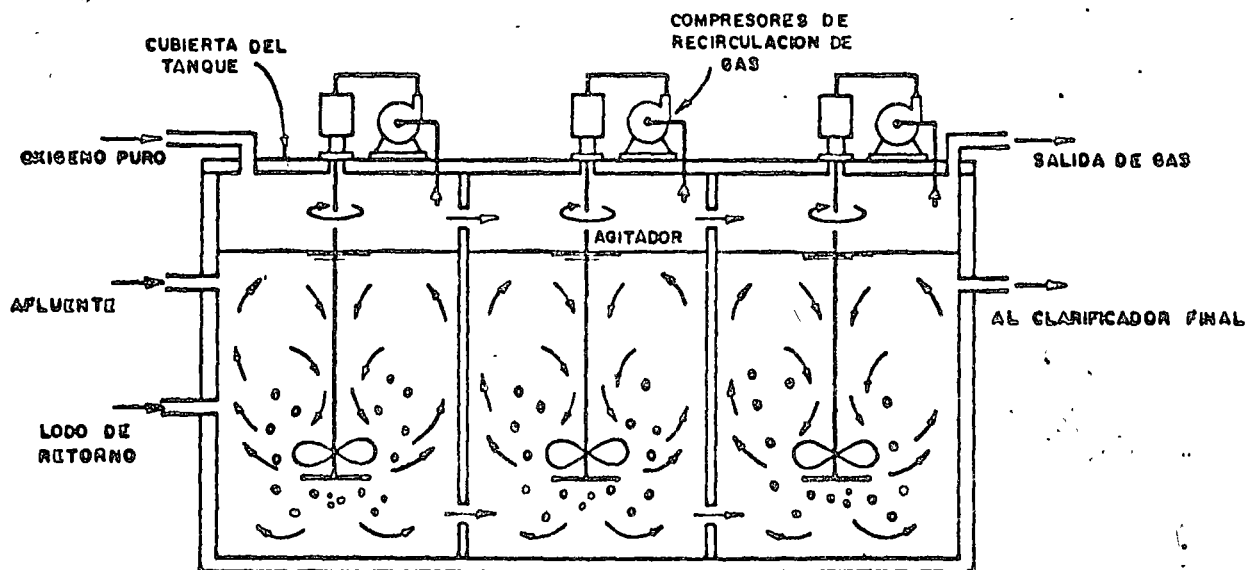
FIGURA N° 8 ESQUEMA DEL PROCESO "CARROUSEL"



a. PROCESO ZIGERLY

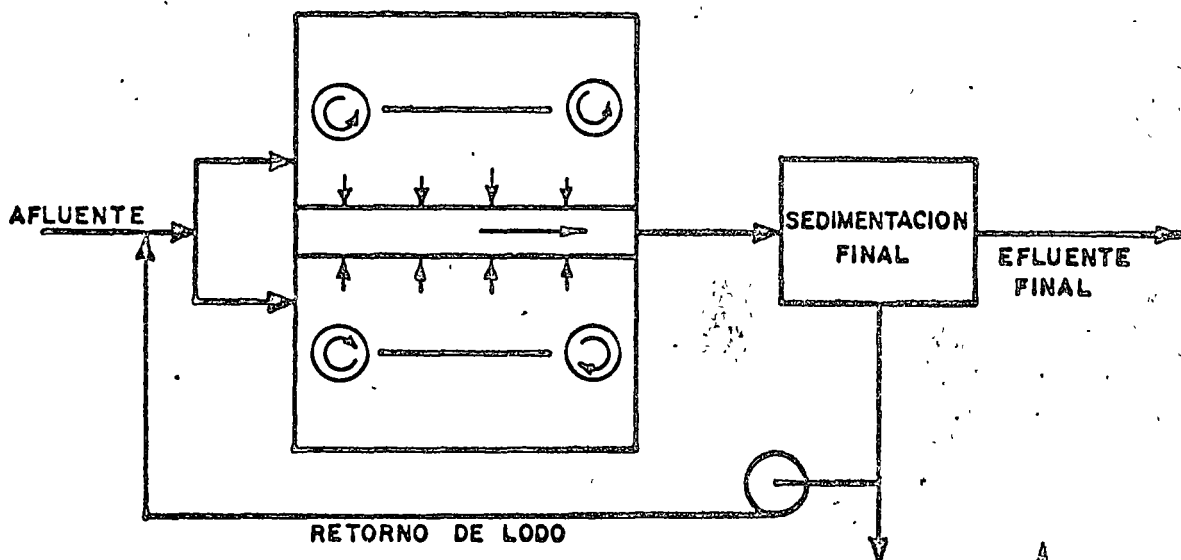
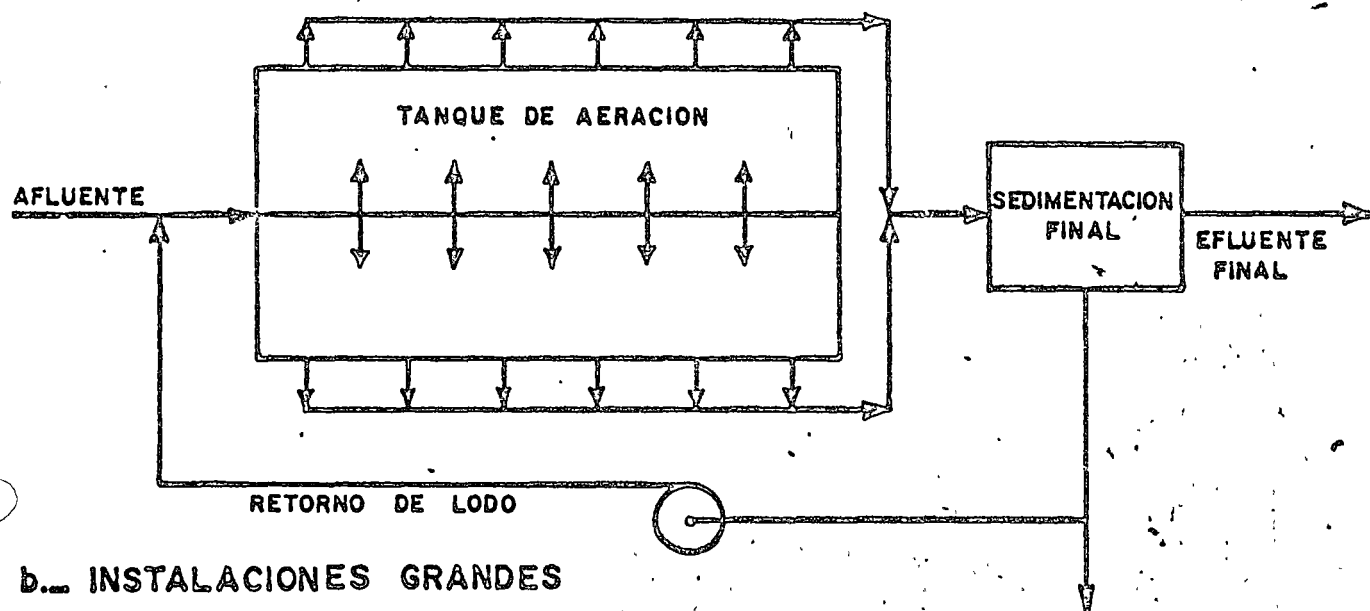
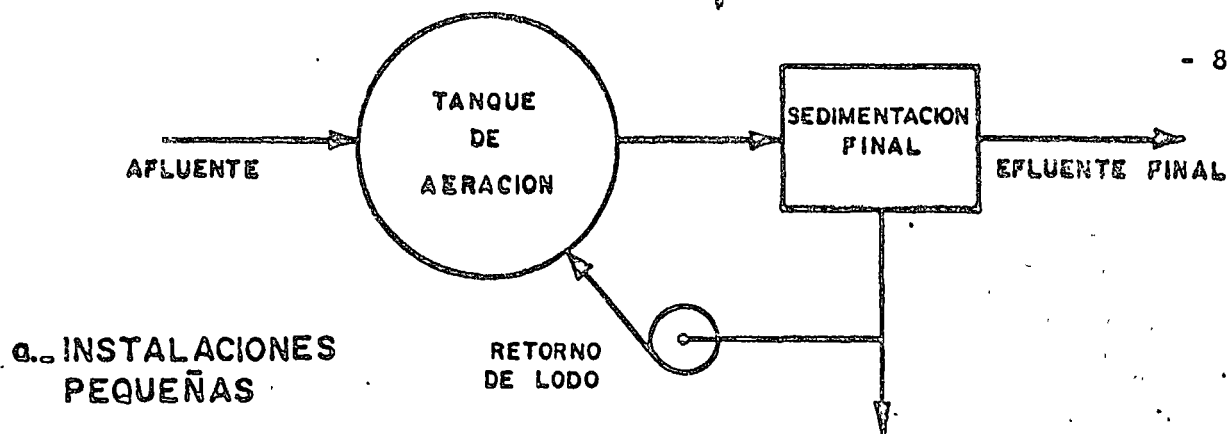


b. PROCESO KRAUS



c. PROCESO UNOX (OXIGENO PURO)

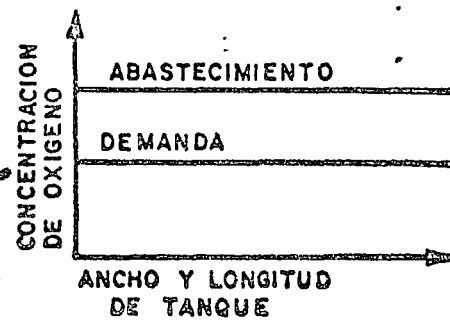
FIGURA Nº 9 ESQUEMAS DE PROCESOS PATENTADOS DE LODOS ACTIVADOS

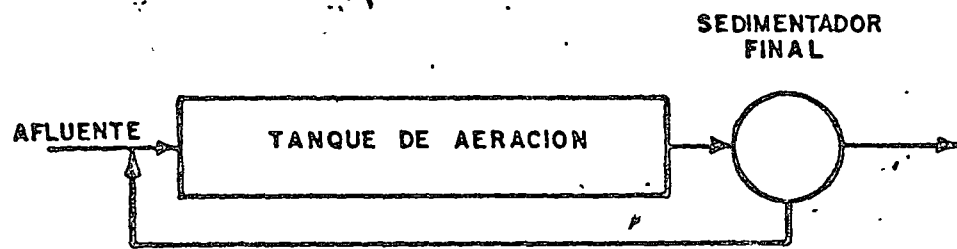


c. PROCESO CARROUSEL

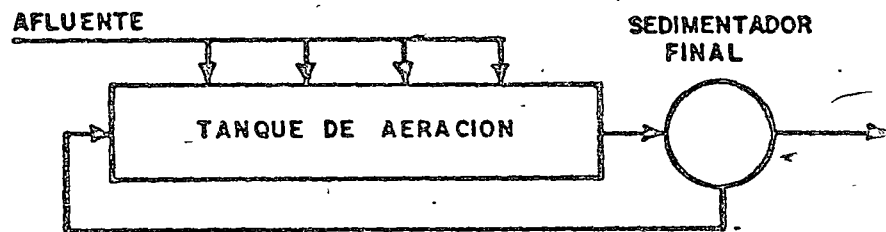
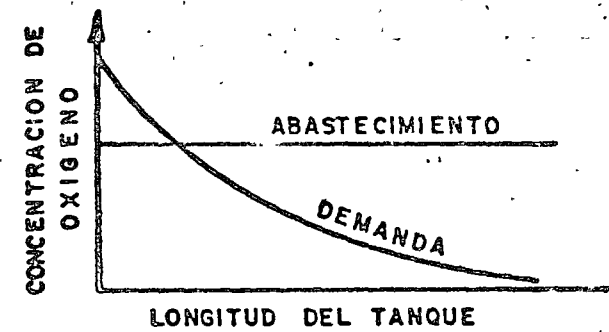
FIGURA N° 6

ESQUEMAS DE LODOS ACTIVADOS
A MEZCLA COMPLETA

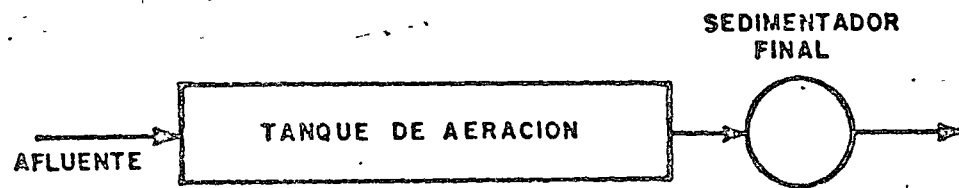
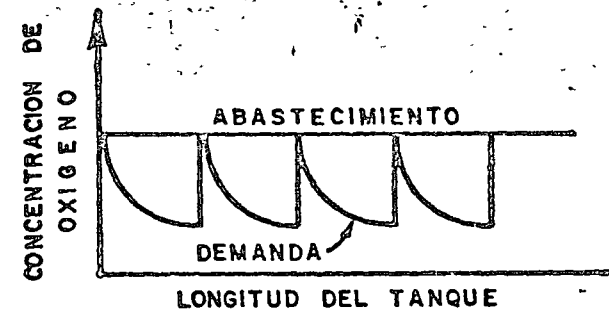




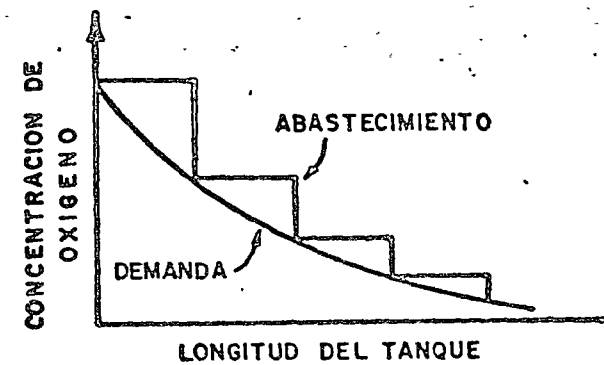
a. CONVENCIONAL



b. AERACION POR PASOS



c. AERACION ESCALONADA



asbesto como elemento floculante y para dar mayor facilidad de separación al flóculo. El proceso Kraus que utiliza el sobrenadante del digestor y el propio lodo digerido como se indica, el proceso "UNOX" con oxígeno puro en lugar de aire que fue originalmente estudiado por el Dr. Daniel Okum y que está siendo promulgado por la compañía "Linde", que produce oxígeno como subsidiaria de Union Carbide Co.

< C. RELACIONES DE BALANCES DE MASA

1. General

En este capítulo las relaciones de balances de material a desarrollarse pueden ser convenientemente usadas en la simulación o diseño del proceso de lodos activados a escala completa o de laboratorio. Estas expresiones y parámetros son aplicables a cualquier variación del proceso sin tener en cuenta el tipo de modelo matemático aplicable, ya sea a flujo continuo (mezcla completa o flujo a pistón) o de flujo intermitente (Batch).

2. Nomenclatura utilizada

Variables independientes

Q = Flujo de agua residual cruda, lt/seg

L_a = DBO del afluente al proceso, mg/lt

L_e = DBO del efluente del proceso (efluente del sedimentador secundario), mg/lt

SS_a = Sólidos en suspensión en el afluente, mg/lt

SS_e = Sólidos en suspensión en el efluente, mg/lt

$SSLM$ = Sólidos en suspensión en el licor mezclado, mg/lt

TR = Tiempo de retención basado en el flujo del agua residual cruda (únicamente), horas

G = Flujo total de sólidos, $kg/m^2/día = \frac{1}{UA}$

OR = Rata de carga superficial del clarificador secundario, $m^3/m^2/día$.

$$(1+r) \text{ SSLM} = r \times \text{SSr};$$

$$r (\text{SSr} - \text{SSLM}) = \text{SSLM}$$

$$r = \frac{\text{SSLM}}{\text{SSr} - \text{SSLM}} \quad (1)$$

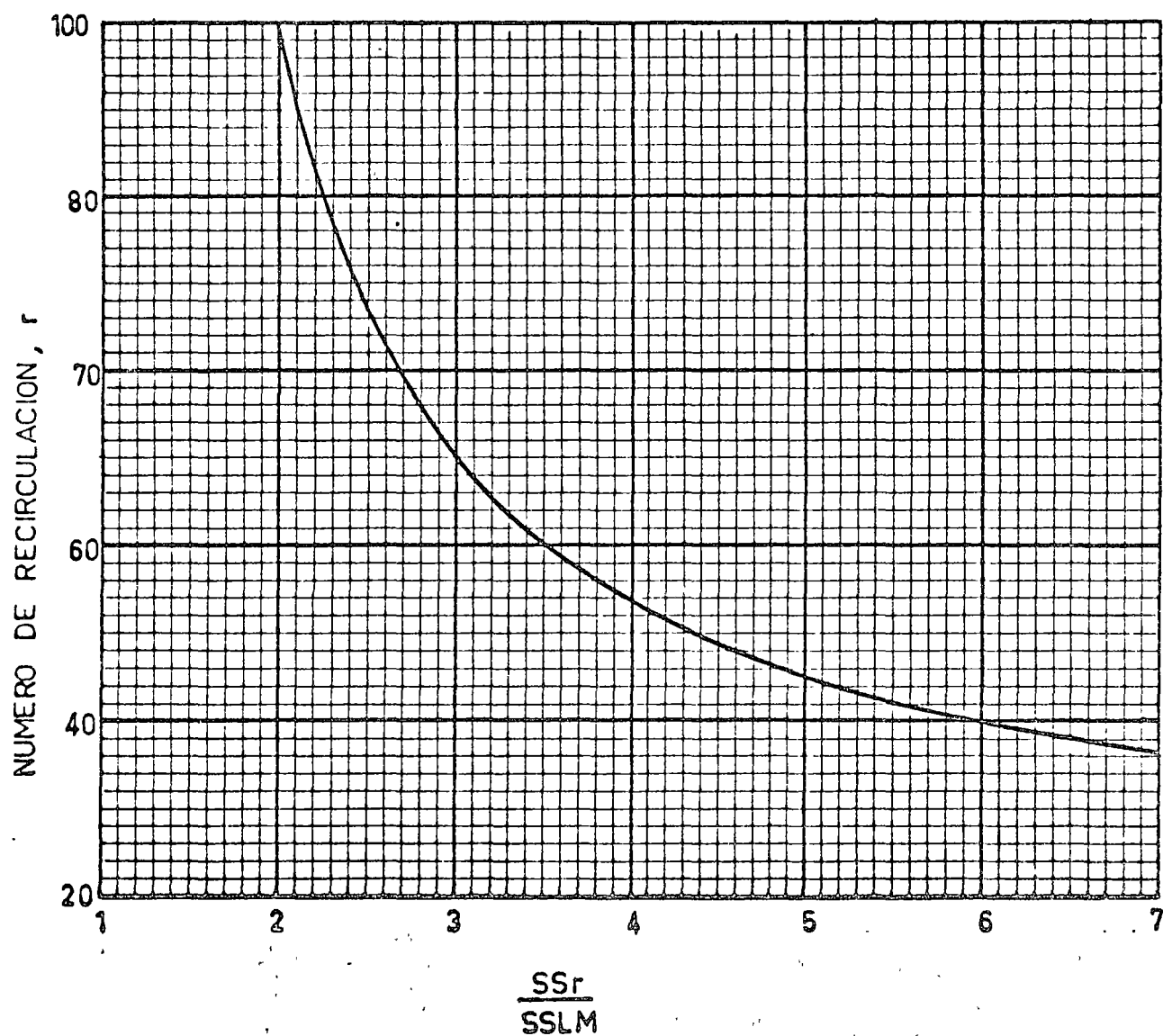
$$r = \frac{1}{\frac{\text{SSr} - 1}{\text{SSLM}}} \quad (2)$$

La expresión anterior nos da la ecuación deseada en donde se expresa el número de recirculación R al factor de compactación SSr/SSLM alcanzado en el clarificador final. Como se demostrará más adelante el factor de compactación que puede alcanzarse está limitado por dos factores predominantes:

- (1) Limitaciones hidráulicas para un grado de compactación alto que requieren un área grande para clarificación secundaria (o un bajo OR).
- (2) Limitaciones biológicas al grado de compactación que se deben a una alta actividad biológica residual que requieren cortos períodos de retención del lodo en el manto de lodos y por consiguiente bajas relaciones de compactación.

La ecuación (2) ha sido representada gráficamente en la figura 11. Para plantas de lodos activados convencionales tratando aguas residuales domésticas se utilizan comunmente relaciones de compactación de 4 a 5. En modificaciones al proceso como en "contacto - estabilización" o en "aeración escalonada", en donde la rata de asimilación de oxígeno por el lodo (K_r) son altas (por ejemplo y 20 mg/L /hr /gm/L de lodo) se obtienen bajas relaciones de compactación y se hacen necesarias mayores recirculaciones (r).

FIGURA N° 11 RECIRCULACION vs. RELACION DE
COMPACTACION



Q_w = Flujo de lodo de exceso, lt/seg

r = relación de recirculación, Q_r/Q

rw = relación de descarga de lodo de exceso, Q_w/Q

V = volumen del aerador, m^3

ru = relación de descarga de lodo en clarificador final

b. Variables dependientes

SSr = sólidos en suspensión en lodo de retorno, mg/lt

K_r = rata de asimilación de oxígeno por el lodo, $mg\ O_2/día/gm$ lodo

TR_a = Tiempo de retención actual basado en flujo de agua residual

más recirculación de lodo, hora

$\frac{SSr}{SSLM}$ = relación de compactación de sólidos en el clarificador final

La figura 10 es el diagrama del proceso de lodos activados con indicación de las variables correspondientes a los vectores de flujo.

3. Relaciones para el clarificador final

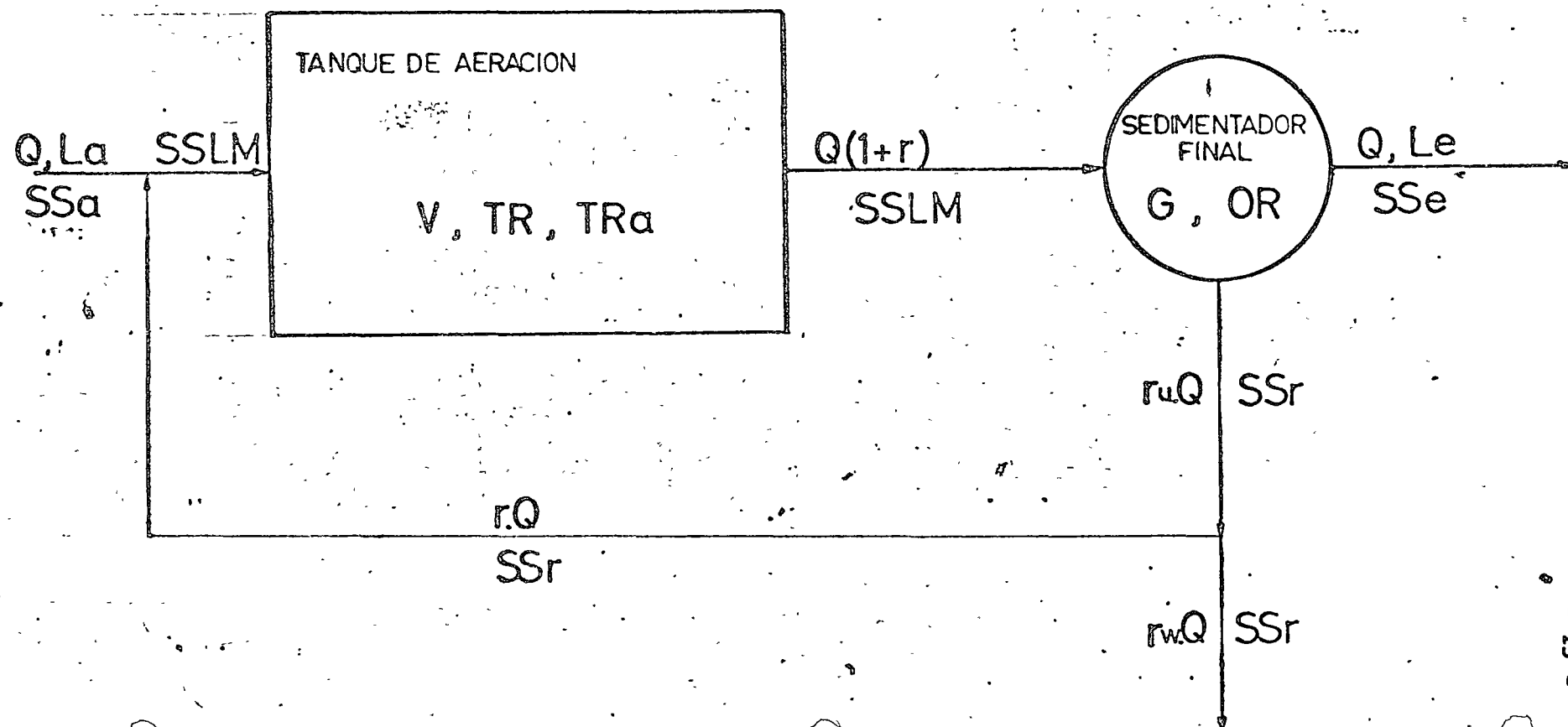
a. Relación del número de recirculación con SSLM y SSr.

Efectuando un balance de material alrededor del clarificador final se tiene:

$$(1+r)Q \times SSLM = Q \times SSe + ru Q \times SSr$$

Cuando rw es pequeño en relación a r , como en la mayoría de los casos, ru puede asumirse igual a r y además despreciando SSe que puede ser considerado muy pequeño, se tiene:

FIGURA N° 10 DIAGRAMA DEL PROCESO CON DEFINICION DE VARIABLES



- el primero es sedimentación por gravedad y
- el segundo es el transporte global debido al retiro de lodo del fondo del tanque.

La rata total (G) a la cual un estrato de sólidos de concentración crítica (SScr) pasa hacia abajo en el sedimentador final es expresado por:

$$G = (SScr \times V_{cr} + SScr \times \mu) \times 10^{-3} \quad (3)$$

en donde:

G = flujo total de sólidos hacia abajo, Kg/m²/día

SScr = concentración crítica del licor mezclado asumida igual a la concentración a la cual los sólidos entran en compresión (curva de interfase vs. tiempo), mg/L

Vcr = velocidad crítica del licor mezclado a la concentración crítica (SScr), m/día

μ = velocidad promedio del estrato a causa de la remoción del lodo a la concentración SSr, m/día.

$$10^{-3} = \text{factor de conversión } 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{mg}} \times \frac{\text{L}_3}{\text{m}}$$

El flujo total de sólidos hacia abajo también es igual a la velocidad promedio por la concentración del estrato

$$G = \mu \times SSr \times 10^{-3} \quad (4)$$

o también

$$\mu = \frac{G \times 10^3}{SSr} \quad (5)$$

En la ausencia de datos provenientes de experimentación a escala piloto se pueden asumir valores de la relación de compactación de 5 como máximo. Los valores indicados anteriormente representan valores prácticos de diseño considerando limitaciones de orden biológico e hidráulico.

La ecuación (2) puede ser derivada de un balance de material alrededor de la entrada al aerador, despreciando los sólidos en suspensión del afluente. Esto puede comprobarse como ejercicio.

- b. Relación de la recirculación (r) con la rata de carga superficial del clarificador (OR) y el nivel de sólidos en el clarificador ($SSLM$).

El concepto de concentración crítica desarrollado para espesamiento de lodos ha sido aplicado con éxito para el cálculo y las ratas de descarga superficiales en clarificadores secundarios de lodos activados. El trabajo original realizado por Coe y Clevenger (1) revisado por Kynch (2) y luego por Talmage y Fitch (3) ha permitido incrementar la aplicabilidad de la teoría de espesamiento para el sedimentador en lodos activados. Revisiones posteriores efectuadas por otros autores (4), (5), (6) y (7) pueden consultarse para mayor detalle.

Para asegurar que los clarificadores finales cumplen con su función de espesadores se debe proveer suficiente área para que los sólidos sean aplicados ($SSLM$) a una rata inferior o igual a la rata en que ellos son retirados del fondo del tanque. Los sólidos son transportados al fondo por medio de dos mecanismos:

Sustituyendo ecuación (5) en (3) y despejando G se obtiene:

$$G = \frac{V_{cr} \times 10^{-3}}{\frac{1}{SS_{cr}} - \frac{1}{SS_r}} \quad (6)$$

Los valores de SS_{cr} y V_{cr} pueden ser estimados experimentalmente de una curva de "altura de la interface vs. tiempo de sedimentación". Una técnica gráfica ha sido propuesta por Talmadge y Fitch (3) y modificada por Eckenfelder (4). Otras técnicas gráficas son discutidas por Dick (7).

En este caso se asume que el valor de SS_{cr} es igual a la concentración a la cual los sólidos entran en compactación.

Una solución al tanteo puede adoptarse para encontrar la mínima carga de sólidos de la ecuación (6) para varios valores asumidos de SS_{cr} y sus correspondientes velocidades de sedimentación V_{cr} .

Debe notarse mientras la concentración del lodo de retorno (SS_r) se acerca a la concentración crítica (SS_{cr}), la carga de sólidos (G) se acerca al infinito. En forma inversa cuando SS_r se acerca al infinito, la carga de sólidos se acerca a un valor límite indicativo de la velocidad de asentamiento de la lámina crítica.

Para propósitos de diseño se puede relacionar la carga de sólidos (G) con la rata de descarga superficial (OR), la relación de recirculación (r) y la concentración del licor mezclado (SS_{LM}). De un balance de masa

en una sección horizontal de clarificador se obtiene:

$$Kg \frac{SSLM}{\text{día}} = (1+r)Q \times SSLM \times 0.0864$$

$$\frac{Kg \ SSLM}{\text{Día} \times m^2} = \frac{1}{UA} = \frac{(1+r)Q \times SSLM \times 0.0864}{A}$$

en donde

A = área superficial del clarificador, m²

Puesto que por definición:

$$OR = \frac{Q}{A} \times 86.4 ; \quad \frac{Q}{A} = \frac{OR}{86.4}$$

se puede escribir

$$\frac{1}{UA} = (1+r) (OR) \times SSLM \times 10^{-3}$$

$$OR = \frac{1}{UA} \frac{1000}{(1+r) SSLM} \quad (7)$$

La relación de recirculación y los sólidos en suspensión del licor están relacionados por un balance de masa a la entrada del aerador, despreciando los sólidos en suspensión del agua residual:

$$MLSS = \frac{r \times SSr}{1+r}$$

igual que (2)

y reemplazando en (7) se obtiene:

$$OR = \frac{1}{UA} \times \frac{1000}{r \times SSr} \quad (8)$$

Las ecuaciones de la carga superficial completas son entonces:

$$OR = \left[\frac{V_{cr}}{\frac{1}{SS_{cr}} - \frac{1}{SS_r}} \right] \left[\frac{1}{(1+r) SSLM} \right] \quad (9)$$

$$OR = \left[\frac{V_{cr}}{\frac{1}{SS_{cr}} - \frac{1}{SS_r}} \right] \left[\frac{1}{r \times SS_r} \right] \quad (10)$$

$$OR = \left[\frac{V_{cr}}{\frac{SS_r}{SS_{cr}} - 1} \right] \left[\frac{1}{r} \right] \quad (11)$$

Ejemplo N° 1

Datos:

- Desecho doméstico en lodos activados convencional
- SSLM = 2500 mg/L
- Relación de compactación = 4
- Relación de recirculación = 0.33
- Carga de sólidos = 122.2 Kg/m²/día

Calcular OR y SSr

- SSr = 4 x 2500 = 10,000 mg/L
- $OR = \frac{1}{UA} \frac{1000}{(1+r) SSLM} = \frac{1000 G}{(1+r) SSLM}$
 $= \frac{1000 \times 122.2}{1.33 \times 2500} = 36.6 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{día}$
 (equivalente a 900 GAL (ft²/día))

Empleando los resultados de varias pruebas de sedimentación, se pueden computar las cargas de sólidos (G) para varias concentraciones de SSLM.

Para un valor dado de SSLM, la ecuación (7) relaciona el área superficial del clarificador con la capacidad de retorno de lodos. Ilustraciones gráficas están dadas en las figuras 12 y 13.

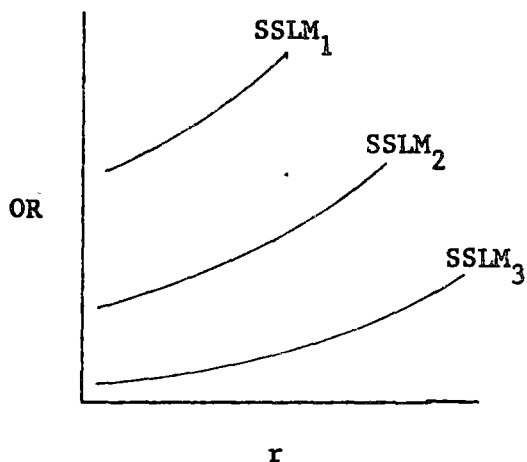


Fig. 12.- Inicial sólidos afectan significativamente las características de compactación

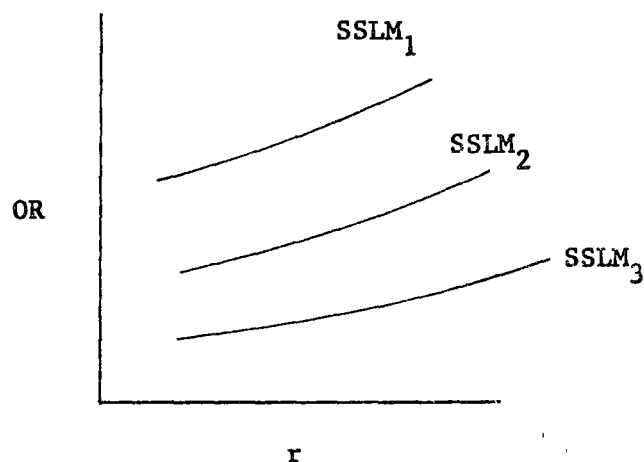


Fig. 13.- Inicial sólidos no tienen efecto significativo en las características de compactación.

Para una concentración dada de SSLM existe una máxima rata de carga superficial, la cual es independiente de las características de compactación que describe la ecuación (7). Esta máxima rata de carga superficial es igual a la velocidad de sedimentación obstruida de las partículas antes de entrar en la zona de compresión.

La rata de carga superficial mínima corresponde a la máxima relación de compactación obtenible ($SSr/SSLM$) bajo las limitaciones biológicas del sistema (anaerobiosis y gasificación). Este límite está ilustrado gráficamente en la figura 14.

Ejemplo N° 2

ENSAYOS DE SEDIMENTACION

Material: lodos activados (planta de Minneapolis y St. Paul, EE.UU.)

Columnas: cilindros graduados de 1 L y 63 cms. de altura.

TIEMPO DE SEDI- MENTACION, MIN.	ALTURA DE LA INTERFACE, ml.		
	6795 mg/L	4650 mg/L	2325 mg/L
0	1000	1000	1000
1	990	950	880
2	980	860	550
4	960	700	270
6	930	590	225
10	865	480	173
15	780	420	152
20	710	370	143
25	630	325	135
30	560	295	130
35	500	---	---
40	450	260	129
50	380	240	127
60	350	228	125
90	330	220	125

Estos datos se encuentran representados gráficamente en la figura 15, en donde se ha indicado las tangentes al punto de visección para la determinación de los valores de las velocidades críticas (V_{cr}).

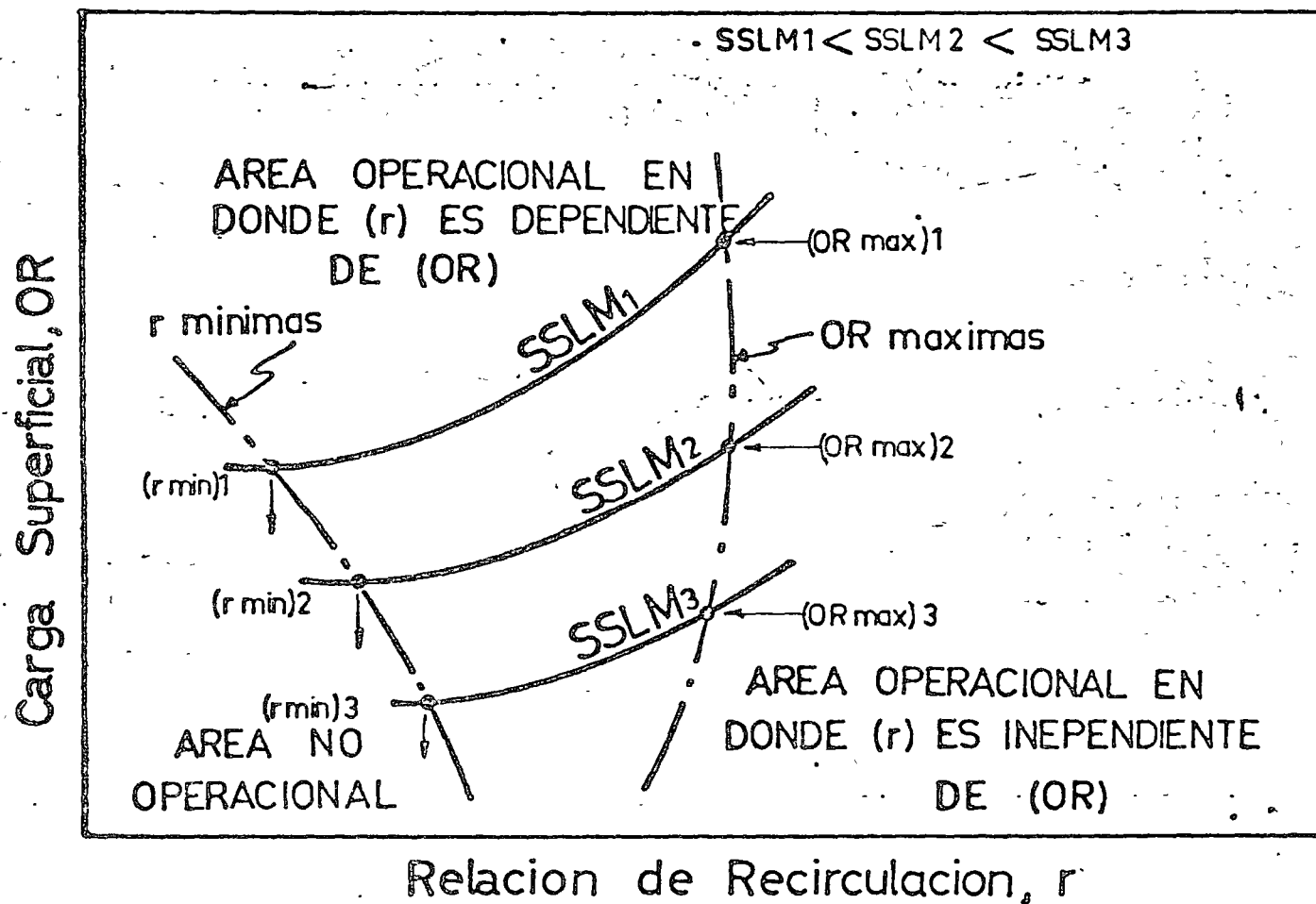


FIGURA N° 14 LIMITES OPERACIONALES PARA CLARIFICADORES
FINALES EN LODOS ACTIVADOS

TABULACION DE CARGAS SUPERFICIALES

r	SSLM, mg/L					
	6975		4650		2325	
	m ³ /m ² /d	Kg/m ² /d	m ³ /m ² /d	Kg/m ² /d	m ³ /m ² /d	Kg/m ² /d
0.1	9.16	70.29	17.73	90.71	55.00	140.66
0.2	9.55	79.90	19.39	108.18	79.06	220.57
0.3	-----	-----	-----	-----	140.61	424.92
0.4	10.43	101.81	23.83	155.14	633.45	2060.26
0.4286	-----	-----	-----	-----	∞	∞
0.5	10.93	114.34	26.91	187.73		
0.6	11.48	128.15	30.92	230.01		
0.8	12.78	160.42	44.01	368.36		
1.0	14.41	200.95	76.29	709.30		
1.2	16.51	253.30	286.56	2932.70		
1.2726	-----	-----	∞	∞		
1.4	19.33	323.47				
2.572	∞	∞				

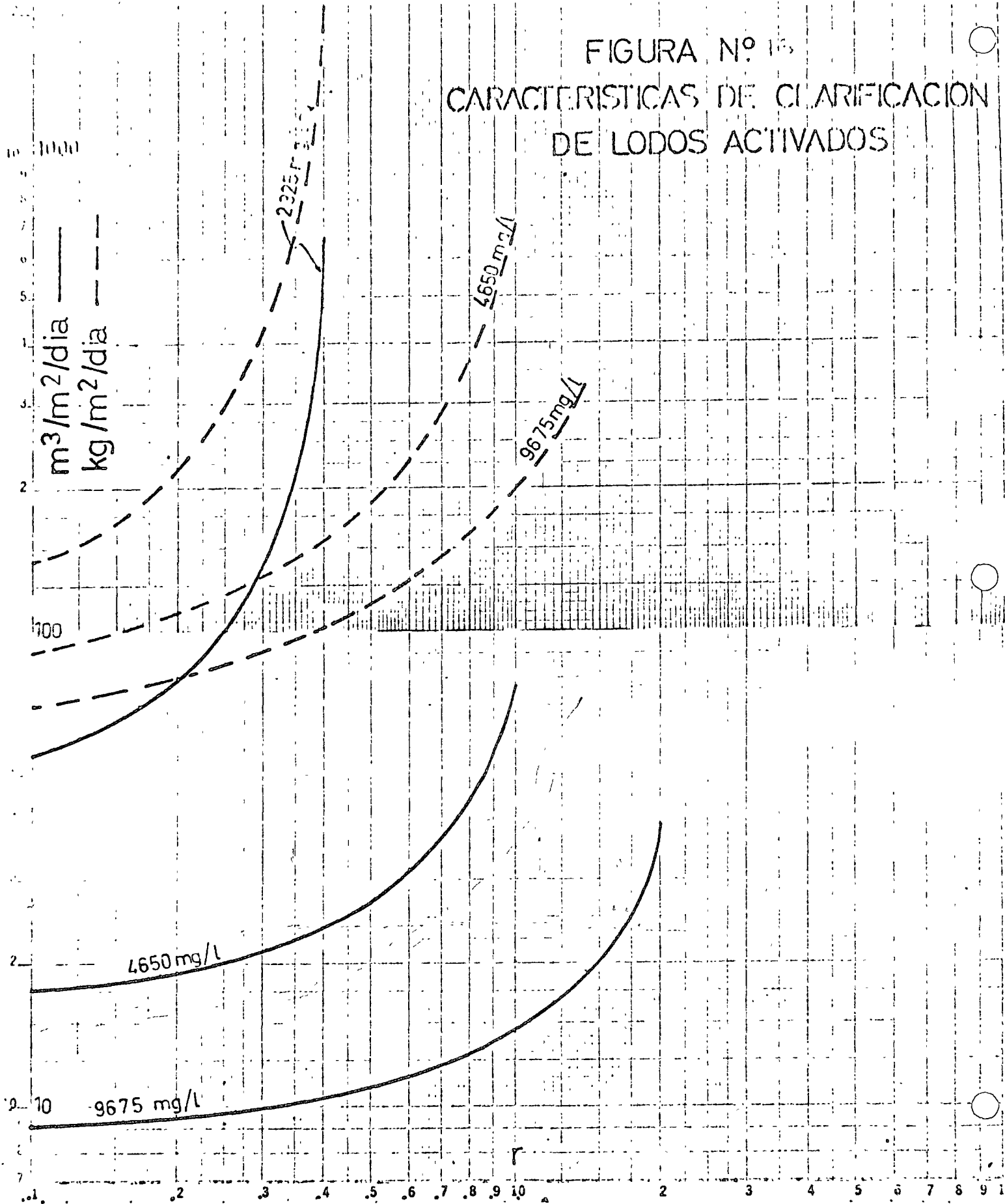
Factores de conversión

$$0.04072 \frac{\text{m}^3/\text{m}^2/\text{día}}{\text{Gal}/\text{ft}^2/\text{da7}}$$

$$4.88 \frac{\text{Kg}/\text{m}^2/\text{día}}{\text{Lb}/\text{ft}^2/\text{da7}}$$

Los datos tabulados anteriormente se encuentran representados gráficamente en la figura 16. Estos datos experimentales son propios del lodo del cual se han obtenido los datos y no deben usarse irrespectivamente para otros casos. En la figura 17 se presentan datos para otro tipo de lodo para comparación.

FIGURA N° 13
CARACTERISTICAS DE CLARIFICACION
DE LODOS ACTIVADOS



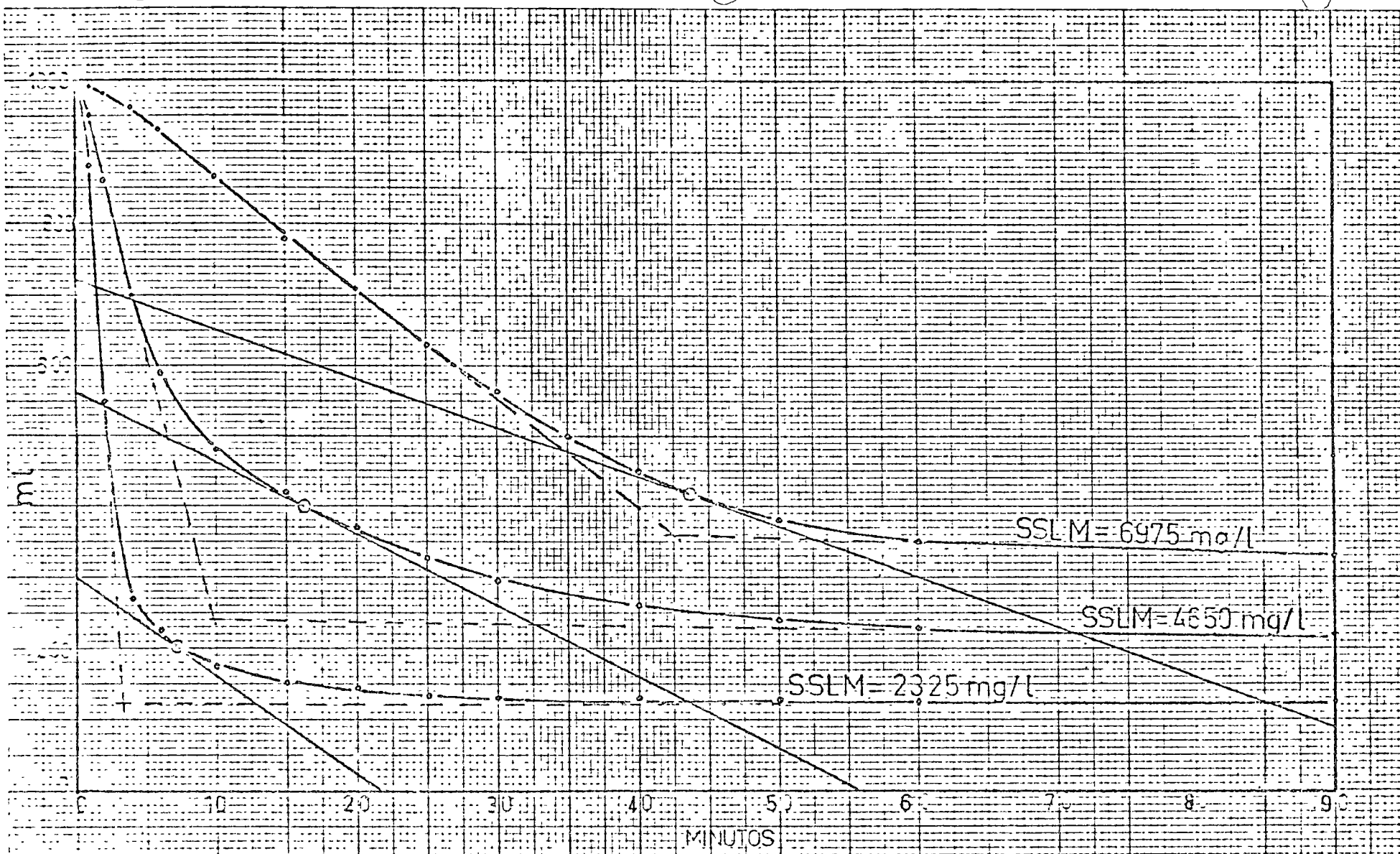


FIGURA N° CURVAS DE SEDIMENTACION PARA LODOS ACTIVADOS

Cálculo de las concentraciones críticas (SSr):

	SSLM, mg/L		
Hi, ml	6475	4650	2325
	720	560	300
SScr = $\frac{1000}{Hi} \times \text{SSLM}(\text{mg/L})$	9687	8304	7750

Cálculo de las velocidades críticas con la tangente al punto de compactación:

	SSLM, mg/L		
Hi x 63 (cm)	6975	4650	2325
t, min	45,4	35,3	18,9
Vcr = $\frac{Hi}{t} \times 1440, (\text{m/día})$	10.3	55,5	21.5
	6.34	9.15	12.65

Cálculo de $SSr = \frac{(1+r)}{r} \text{SSLM}$

r	SSLM, mg/L		
	6975	4650	2325
0.1	76725	51150	25575
0.2	41850	27900	13950
0.4	24412	16275	8137
0.4286	-----	-----	7750
0.5	20925	13950	6975
0.6	18600	12400	6198
0.8	15694	10462	5231
1.0	13950	9300	4650
1.2	12787	8525	4262
1.2726	-----	8304	-----
1.4	11957	7971	3986
2.572	9687	-----	-----

Variación del proceso de lodos activados	Período de retención, horas
Aeración extendida	18 - 30
Aeración a pasos	6 - 9
Convencional	5 - 7
Alta rata	1 - 3
Activación supra	0.5 - 1

Este factor es de importancia para propósitos de comparación solamente. Tiene mayor uso para desechos domésticos en vista de que el dimensionamiento con su uso olvida otros factores importantes como: concentración de DBO del desecho y distribución de sustrato. Por esta razón este parámetro no debe usarse nunca sólo para propósitos de diseño. Su relación con la eficiencia del proceso será discutida más adelante.

c. Requisitos de aire

Se refiere al sistema de lodos activados con aire difuso en donde usualmente los requisitos de energía para mantener la mezcla del licor son mayores que los requisitos de energía para transferencia de oxígeno. Usualmente se especifican tres tipos de requisitos de aire.

(1) Volumen de aire por masa de DBO removido.

Es el mejor parámetro para dimensionamiento de compresores. Usualmente se establecen los siguientes valores:

Proceso	Lt	ft ³
	Kg DBO Rem	Lb BOD Rem
Convencional (límites)	5150 - 20600	400 - 1600
Convencional intervalo usual	6500 - 9000	500 - 700
Aeración por pasos	11600 - 16700	900 - 1300
Dos etapas		
1a. etapa	10300 - 15500	800 - 1200
2a. etapa	51500 - 57900	4000 - 4500

(2) Volumen de aire por volumen de líquido tratado por mg/L de DBO aplicado

Este parámetro es de menos uso que el anterior para propósitos de diseño sin embargo puede utilizarse cuando no se tiene una idea clara de la frecuencia deseada en el proceso. Los valores más usuales son:

	Lt	ft ³
	Lt x mg/L	Gal x mg/L DBO
Intervalo	0.030-0.081	0.003-0.008
Valores usuales	0.051-0.071	0.005-0.007

(3) volumen de aire por volumen de líquido tratado.

Es el parámetro más pobre para determinar el tamaño de compresores. Debe ser usado para propósitos de comparación únicamente. Los valores más comunes son:

	Lt aire	ft ³
	Lt líquido	GAL
Intervalo	3.04 - 20.25	0.3 - 2.0
Valores usuales	6.07 - 10.12	0.6 - 1.0

d. Requisitos de energía

(1) energía para volumen de aire comprimido.

Usualmente estos requisitos se los calculan a partir de la profundidad del líquido contra la cual se suelta el aire comprimido más las pérdidas de carga en tuberías secundarias y principales. Sin embargo como a nivel de predimensionamiento estas dimensiones no se conocen, es usual trabajar con parámetros como: pies cúbicos por minuto por HP requerido. En la siguiente tabla puede apreciarse la influencia de la presión en este parámetro.

PRESION		VOLUMEN DE AIRE	
m de agua	PSI	L/seg HP	CFM HP
4.22	6.0	13.50	28.6
4.92	7.0	11.61	24.6
5.03	7.15	11.33	24.0
5.08	7.22	11.23	23.8
5.10	7.25	11.19	23.7
5.63	8	10.15	21.5
6.33	9	9.01	19.1
7.03	10	8.12	17.2
7.73	11	7.36	15.6
8.44	12	6.75	14.3

(2) requisitos de energía por kilogramo de DBO removido.

Este parámetro de uso práctico para el sistema con aire comprimido tiene los siguientes valores:

PROCESO	KWH	KWH
	Kg DBO Rem	Lb DBO Rem
<u>Aire Difuso</u>		
Intervalo	0.44 - 2.20	0.2 - 1.0
Valores usuales	0.66 - 1.32	0.3 - 0.6
Valor medio *	0.99	0.45
<u>Aeración mecánica</u>		
Intervalo	0.44 - 1.54	0.2 - 0.7
Valores usuales	0.66 - 1.32	0.3 - 0.6
Valor medio *	0.99	0.45

* Para 19 plantas: G.J. Schroepfer

e. Factores de oxígeno para aeración mecánica.

Los requisitos de oxígeno para sistemas biológicos aeróbicos son determinados mediante ensayos de laboratorio. La gran cantidad de datos desarrollados para aguas residuales domésticas han hecho posible la estimación de los requerimientos de oxígeno necesarios mediante el empleo de coeficientes. El cálculo de los requisitos de oxígeno es válido tanto para sistemas con aire difuso como para con aeración mecánica sin embargo este procedimiento es de mayor aplicación a sistemas con aeración mecánica para la determinación de la potencia requerida para los aeradores, en vista de que en estos procesos los requisitos de potencia son usualmente mayores para oxigenación que para mezcla.

En sistemas aeróbicos de bioxidación, los requisitos de oxígeno deben ser suficientes para los siguientes propósitos:

(1) para oxidar aquella parte de la DBO removida (substrato), con el objeto de proveer energía requerida para síntesis (o crecimiento del lodo).

(2) para mantener los requisitos basales del proceso o la respiración endógena.

(3) para proveer oxígeno adicional para una completa nitrificación si se desea y

(4) para proveer oxígeno para abastecer una demanda inmediata (caso de algunos desechos industriales).

Para la mayoría de los casos únicamente se provee oxígeno para los dos primeros casos: síntesis y respiración endógena, esto puede expresarse en la siguiente forma:

$$O_2 = Q(L_a - L_e) = \text{demanda total de oxígeno}$$

$$O_2 = Q(L_a - L_e) = \text{demanda para síntesis} + C [a(L_a - L_e)Q]$$

en donde:

C = demanda de oxígeno para respiración endógena, usualmente igual a 1.4 grs. por gramo de sólidos frescos.

$$\begin{aligned} \text{Demanda para síntesis} &= Q(L_a - L_e) - C [a(L_a - L_e)Q] \\ &= (1 - aC) (L_a - L_e)Q \end{aligned}$$

Considerando que la producción de sólidos es igual a su destrucción por día se puede escribir:

$$C [a(L_a - L_e)Q] = C \times b \times \text{SSLM} \times V \quad \text{en donde:}$$

V = volumen del aerador

Q y b = son coeficientes de producción y destrucción de lodos. Por consiguiente:

$$O_2 = (1 - a \times C) (La - Le) + C \times b \times SSLM \times V \quad (12)$$

Si $a' = (1 - a \times C)$ y

$$b' = b \times C \quad \text{se puede escribir}$$

$$O_2 = Q(La - Le) = a'(La - Le) + b' \times SSLM \times V \quad (13)$$

en forma dimensional introduciendo:

$$Lr = La - Le = \text{Kg DBO removidos por día}$$

$$SSLM \times V = \text{Kg SSLM bajo aeración}$$

$$O_2, \frac{\text{Kg}}{\text{día}} = a' \times Lr + b' \times \text{Kg SSLM} \quad (14)$$

Conociendo los valores a' y b' se pueden valcular los requisitos de oxígeno. Este cálculo también puede aproximarse de datos experimentales de producción de lodos, por ejemplo si:

$$a = 0.46 \rightarrow a' = C \times a = (1 - 0.46 \times 1.4) = 0.356$$

$$b = 0.07 \rightarrow b' = C \times b = 0.07 \times 1.4 = 0.048$$

Las definiciones y dimensiones de a' y b' son:

a' = requisitos unitarios de oxígeno para metabolismo (síntesis),

$$\frac{\text{Kg } O_2}{\text{Kg DBO removido}}$$

b' = rata de oxidación promedio del lodo,

$$\frac{\text{Kg } O_2}{\text{Día} \times \text{Kg SSLM en aeración}}$$

Determinaciones experimentales de los coeficientes a' y b' que han sido reportados en la literatura para varios desechos son indicados a continuación:

Agua Residual	a'	b'
Doméstica	0.3-0.52	0.05-0.14
Desecho de cervecerías	0.48	0.142
Pulpa y blanqueado (kraft)	0.65-0.80	0.12
Desecho de la industria de la leche	0.414	0.0643

Para que ocurra completa nitrificación en una planta aeróbica de tratamiento biológico ciertas condiciones deben ser satisfechas. Estas en términos generales son:

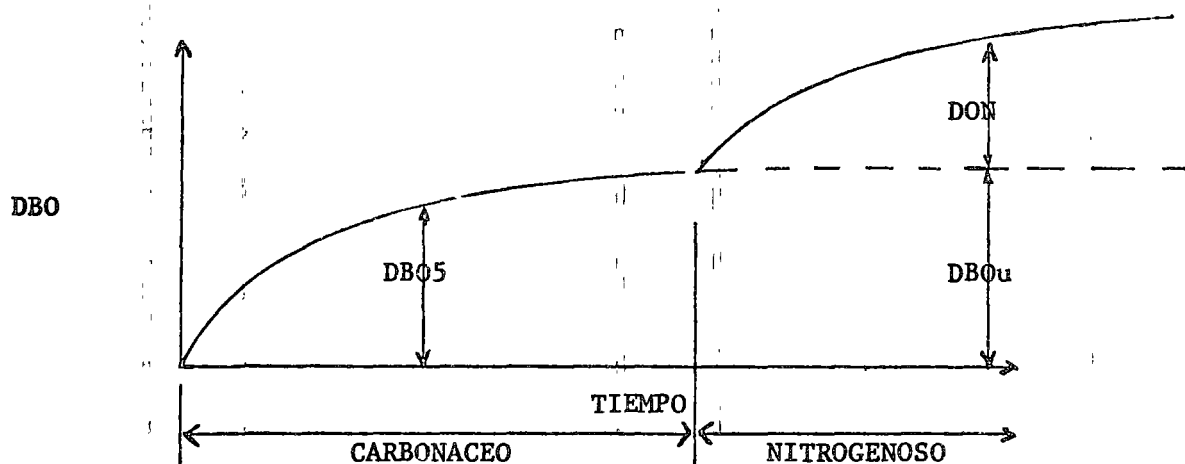
- (1) el pH debe estar entre 7.6 - 78.0
- (2) el nivel de oxígeno disuelto debe ser de 2.0 mg/L o más para nitrificación completa.
- (3) la demanda carbonácea debe satisfacerse primero. Por consiguiente sólo desechos tratados con un alto grado pueden nitrificarse completamente.
- (4) el tiempo de retención en el aerador debe ser mayor que para satisfacer la rata de crecimiento de organismos de nitrificación, de otro modo la población microbiana sería lavada fuera del sistema.

El efecto de tiempo promedio de residencia celular (TPRC) (definido anteriormente) en la nitrificación ha sido estudiado y se ha encontrado que para que exista nitrificación completa se necesita:

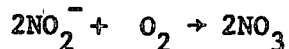
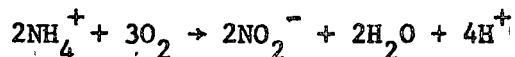
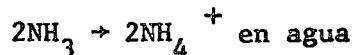
- (1) un TPRC mayor que 1.5 a 2.0 a la temperatura de 14 - 17°C y
- (2) un TPRC de 5 días a la temperatura de 4 - 11°C.

Esto indica que las plantas de lodos activados convencionales bien operados y con una alta remoción de DBO pueden nitrificar bajo todas las variaciones estacionales de temperatura.

La oxidación de material nitrogenoso es lento y ocurre cuando la demanda carbonácea ha sido satisfecha. Cuando esto sucede se pone una demanda adicional en los recursos de oxígeno de un proceso de tratamiento y su valor debe tenerse en cuenta.



La nitrificación ocurre en dos pasos: primero el amoníaco es convertido a nitritos por la población de nitrosomonas y subsecuentemente los nitritos son oxidados a nitratos por la población de nitrobacteria. Las reacciones químicas son:



En términos de nitrógeno: 1Kg. de nitrógeno requiere teóricamente 4.6 Kg. de O_2 para nitrificación completa. En la práctica los valores experimentales son menores (alrededor de 4.33), porque algo del nitrógeno es usado para síntesis.

Las aguas residuales crudas de origen doméstico tienen un nitrógeno Kjeldahl total de 30 -50 mg/L son $NH_3 - N$ y más o menos 15 mg/L nitrógeno orgánico. Puesto que las proteínas, amino ácidos y urea son degradados por bacterias para formar amoníaco adicional, debemos considerar el nitrógeno orgánico y el nitrógeno amoniacal conjuntamente, es decir el NKT.

La contribución por cápita de nitrógeno en aguas residuales domésticas varía entre 6 y 12 gramos por día. La contribución de DBO entre 50 y 70 gramos por cápita por día. Asumiendo una contribución de 10 gr./cápita/día la DON sería de 43.3 mg/L lo cual comparado con 50 - 70 mg/L de demanda de oxígeno para la etapa carbonácea representa un valor substancial. Por consiguiente la DON no puede y no debe despreciarse cuando las condiciones para nitrificación son favorables.

Las plantas convencionales de lodos activados no son generalmente diseñadas para DON y sus efluentes pueden contener 15 - 20 mg/L de $NH_3 - N$ y 5 - 10 mg/L de nitrógeno orgánico, lo cual indica una nitrificación parcial. En los procesos de aeración extendida como las zanjas de oxidación por otro lado, se provee un TPRC suficientemente alto para favorecer nitrificación bajo todas las condiciones climáticas. Siendo su eficiencia alta, se provee su suficiente capacidad de tanque para nitrificación completa. Por consiguiente para este caso los requisitos totales de oxígeno son:

$$O_2, \frac{Kg}{día} = a' \times L_r + b' \times Kg \text{ SSLM} + 4.33 \text{ NKT} \quad (15)$$

Suficiente información se ha previsto para dar criterio al lector de los requisitos de oxígeno para nitrificación. La fórmula anterior sobre estima realmente los requisitos totales de oxígeno pues una parte del nitrógeno disponible para nitrificación se pierde con el lodo de exceso. Esto se desprecia para estar en el lado de la seguridad. Aparte de esto el criterio de proveer oxígeno para DON es siempre discutible cuando lo que interesa es únicamente reducción de la DBO. De todas formas se cree que los requisitos de oxígeno calculados con la última formula y los calculados para síntesis más destrucción endógena incrementados en un 50 - 60% deberían comparar cerca para propósitos de diseño.

Basándose en la ecuación (M), los requisitos de oxígeno para una remoción de DBO dada son dependientes de la cantidad de lodo en aeración y por consiguiente de la carga (L_4) o relación de comida ($Kg \text{ DBO/día}$) a microorganismos ($Kg \text{ SSLM en aeración}$). La definición y formulación de L_4 se verá más adelante.

$$Kg \frac{\text{DBO removidos}}{día} = Kg \frac{L_r}{día} = (\% L_r) \times Kg \frac{L_a}{día}$$

substituyendo en la ecuación (11)

$$\frac{Kg O_2}{Kg L_r} = a' + \frac{b'}{(\% L_r) \frac{Kg L_a/día}{Kg \text{ SSLM}}} = a' + \frac{b'}{(\% L_r) L_4}$$

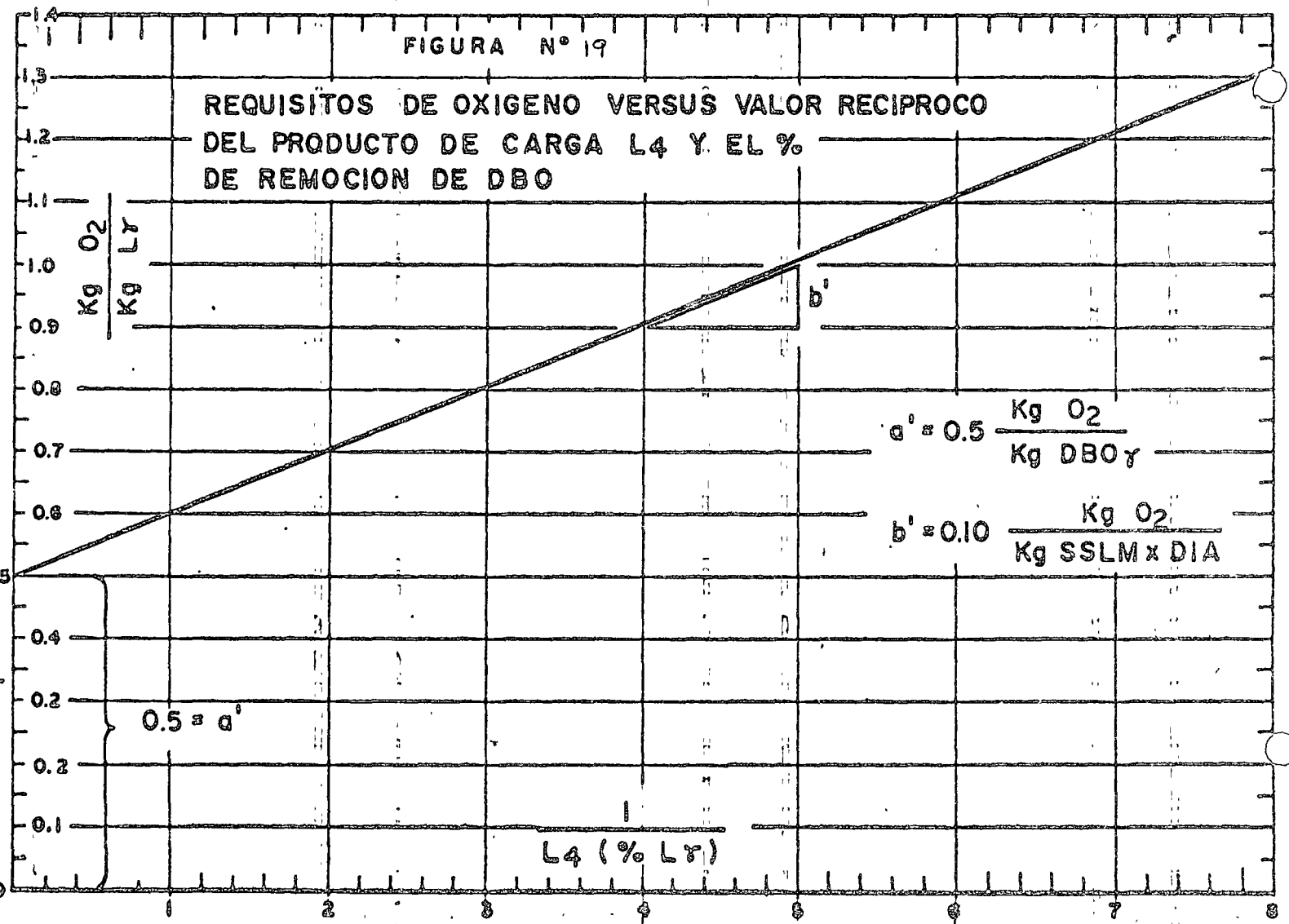
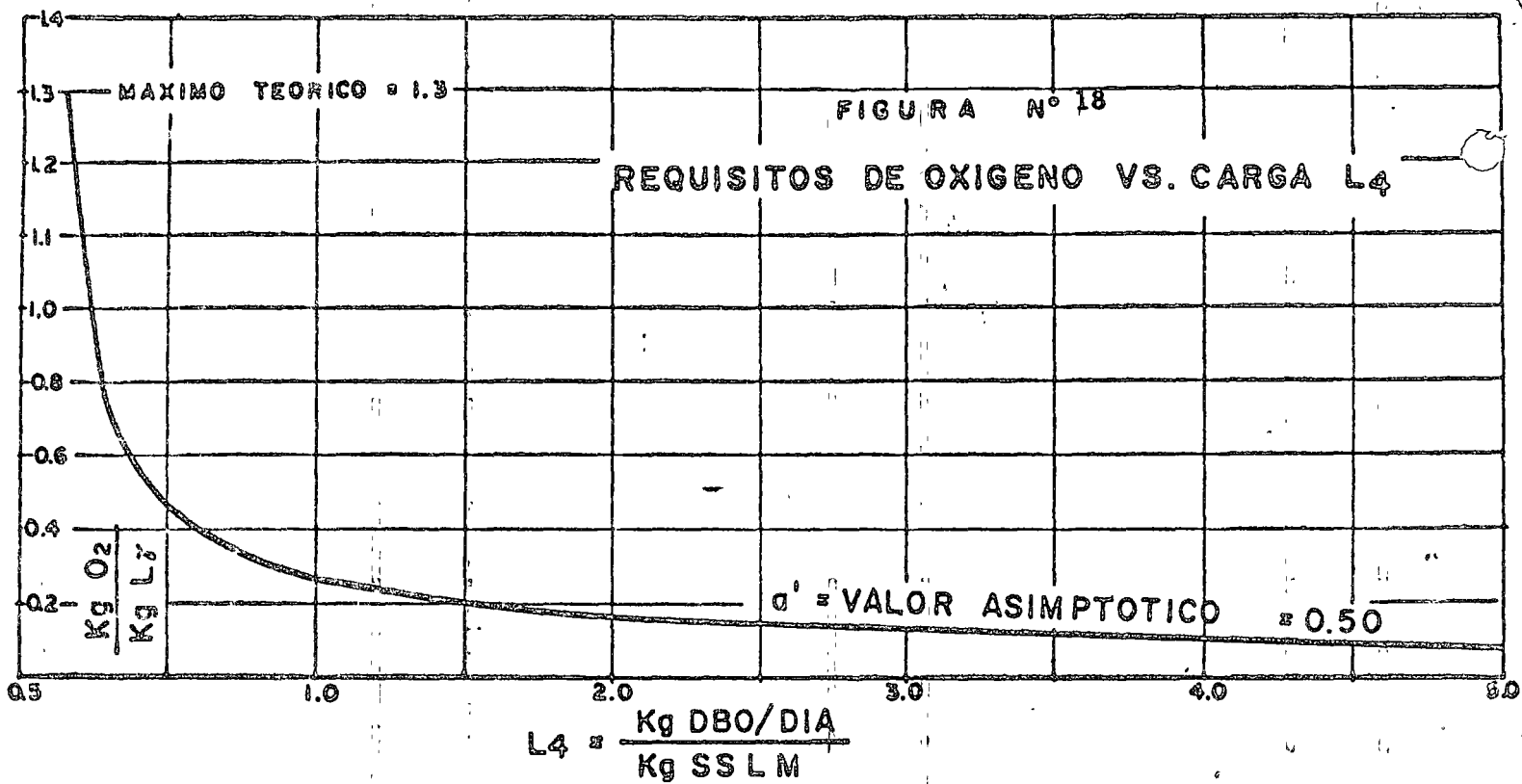
$$\frac{Kg O_2}{Kg L_r} = a' + \frac{b'}{(\% L_r) \times L_4} \quad (16)$$

La ecuación anterior relaciona los requisitos globales de oxígeno con el producto de la eficiencia de remoción y la carga L_4 (valor inverso de la edad de lodo de Gould). Esta relación es válida matemáticamente hasta un valor máximo de consumo de oxígeno unitario teórico. Este máximo consumo teórico es alcanzado al nivel de carga al cual el lodo producido por metabolismo de la DBO (respiración endógena) es oxidado completamente. En la práctica este límite no es nunca alcanzado.

A continuación se presentan datos de experiencias recogidas por Halsetine, los cuales han sido ensamblados para tabularse de acuerdo a la relación (13) y que sirven para determinar los coeficientes a' y b' de datos experimentales, el valor de b' ha sido tomado como 0.1

$L_4 = \frac{\text{Kg DBO/día}}{\text{Kg SSLM}}$	% L_r (Fracción)	$L_4 \times (\% L_r)$	$\frac{1}{L_4 (\% L_r)}$	$\frac{b'}{L_4 (\% L_r)}$	$\frac{\text{Kg } O_2}{\text{Kg } L_r}$
5.0	0.5	2.50	.400	.04	.540
2.5	0.565	1.41	.710	.072	.572
1.67	0.630	1.05	.950	.095	.595
1.25	0.695	0.875	1.140	0.115	.615
1.0	0.750	0.750	1.333	.134	.634
0.50	0.400	0.450	2.225	.223	.723
0.25	0.900	0.225	4.445	.445	.945
0.14	0.900	0.126	7.92	.800	1.300

Estos cálculos están ilustrados en las figuras N° 18 y N° 19



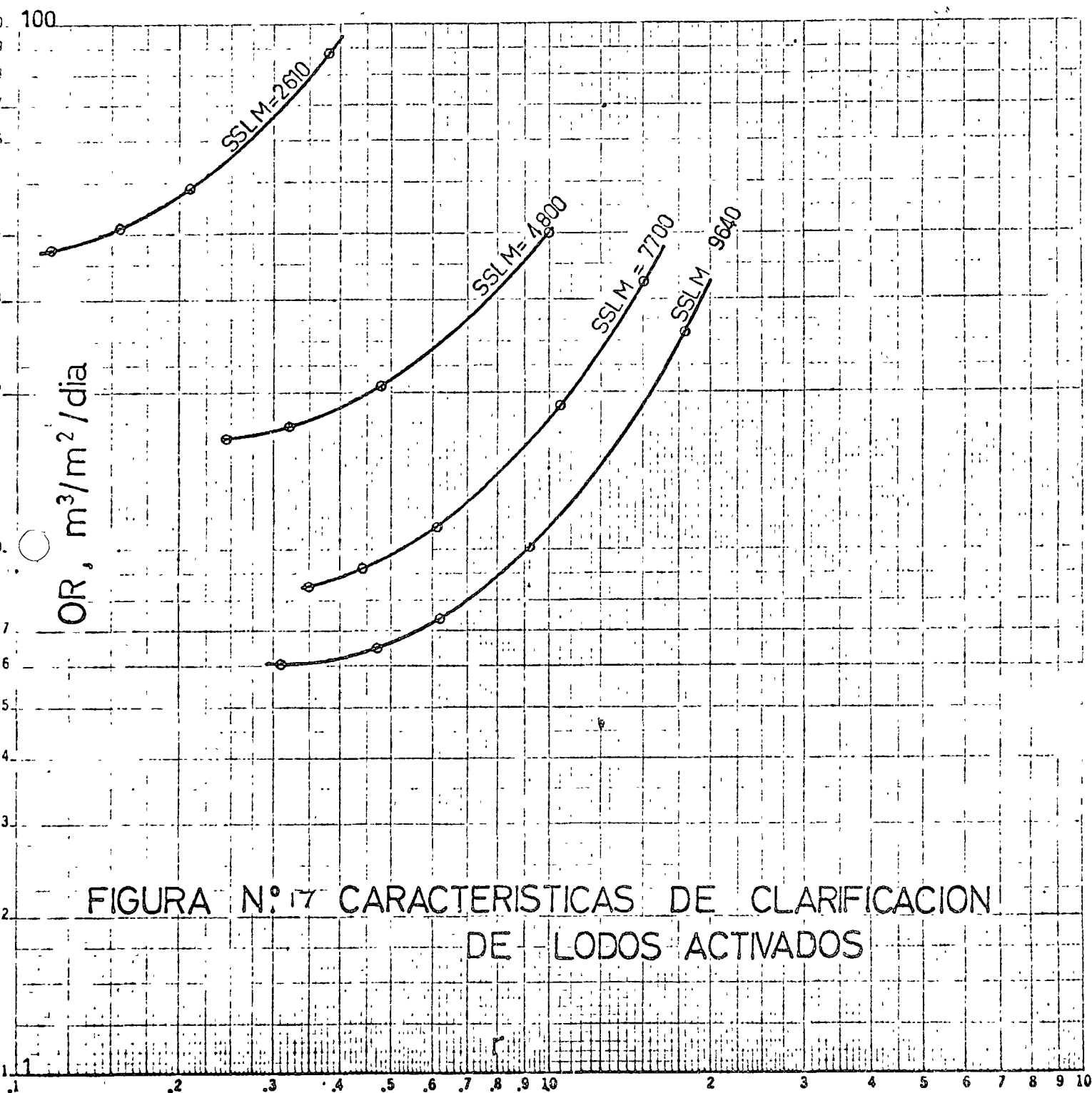


FIGURA N° 17 CARACTERISTICAS DE CLARIFICACION DE LODOS ACTIVADOS

D. FACTORES QUE AFECTAN EL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

1. Parámetros de dimensionamiento

a. Carga orgánica por volumen = L_1

Este parámetro expresado en $\frac{\text{Kg DBO}}{\text{m}^3 \times \text{día}}$ es usualmente empleado para efectos de dimensionamiento rápido del tanque de aeración y usualmente tiene los siguientes valores:

Variación del proceso de lodos activados	$L_1 = \frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^3 \times \text{día}}$
Aeración extendida	0.10 - 0.20
Convencional	0.48 - 0.65
Alta Rata	1.30 - 2.40
Activación Supra	3.20 - 6.40

La relación de este parámetro con la eficiencia de remoción de DBO no es muy aparente, sin embargo existen correlaciones empíricas que serán indicadas posteriormente.

b. Período de retención.

Este parámetro es empleado después que el anterior. Incluye únicamente el concepto idealizado sin considerar la recirculación, o sea basado en flujo de agua residual únicamente. Los valores más comunes son:

Los datos puede representarse en forma diferente como se indica en la figura N° 20 en donde la pendiente de la recta representa el valor - a' - y el corte a la ordenada representa el valor de - b' -.

f. Ratas de asimilación de oxígeno

Para el proceso convencional se puede calcular la rata de asimilación endógena de oxígeno que puede esperarse para el lodo de retorno. Este cálculo puede efectuarse directamente del valor b' como se indica:

$$b' = \frac{0.1 \text{ mg O}_2}{\text{mglodoxdía}}$$

por definición:

$$K_r = \frac{\text{mgO}_2}{\text{hr} \times \text{grlodo}}$$

y luego:

$$K_r (\text{endógeno}) = \frac{0.1 \text{ (mg O}_2\text{)}}{\text{mglodoxdía}} \times \frac{1000 \text{ mg}}{\text{gr}} \times \frac{\text{día}}{24 \text{ hr}}$$

$$K_r (\text{endógeno}) = \frac{4.2 \text{ (mg O}_2\text{)}}{\text{grxhr}}$$

Ratas de asimilación en exceso de K_r (end.) pueden ser atribuidas a la biodegradación de DBO.

De la misma forma las ratas globales de asimilación de oxígeno pueden calcularse para un caso específico conociendo los valores de a' y b'. En la siguiente tabla se utilizan valores globales de requisitos de oxígeno, se asumen porcentajes de remoción de DBO y cargas orgánicas por volumen para el cálculo correspondiente.

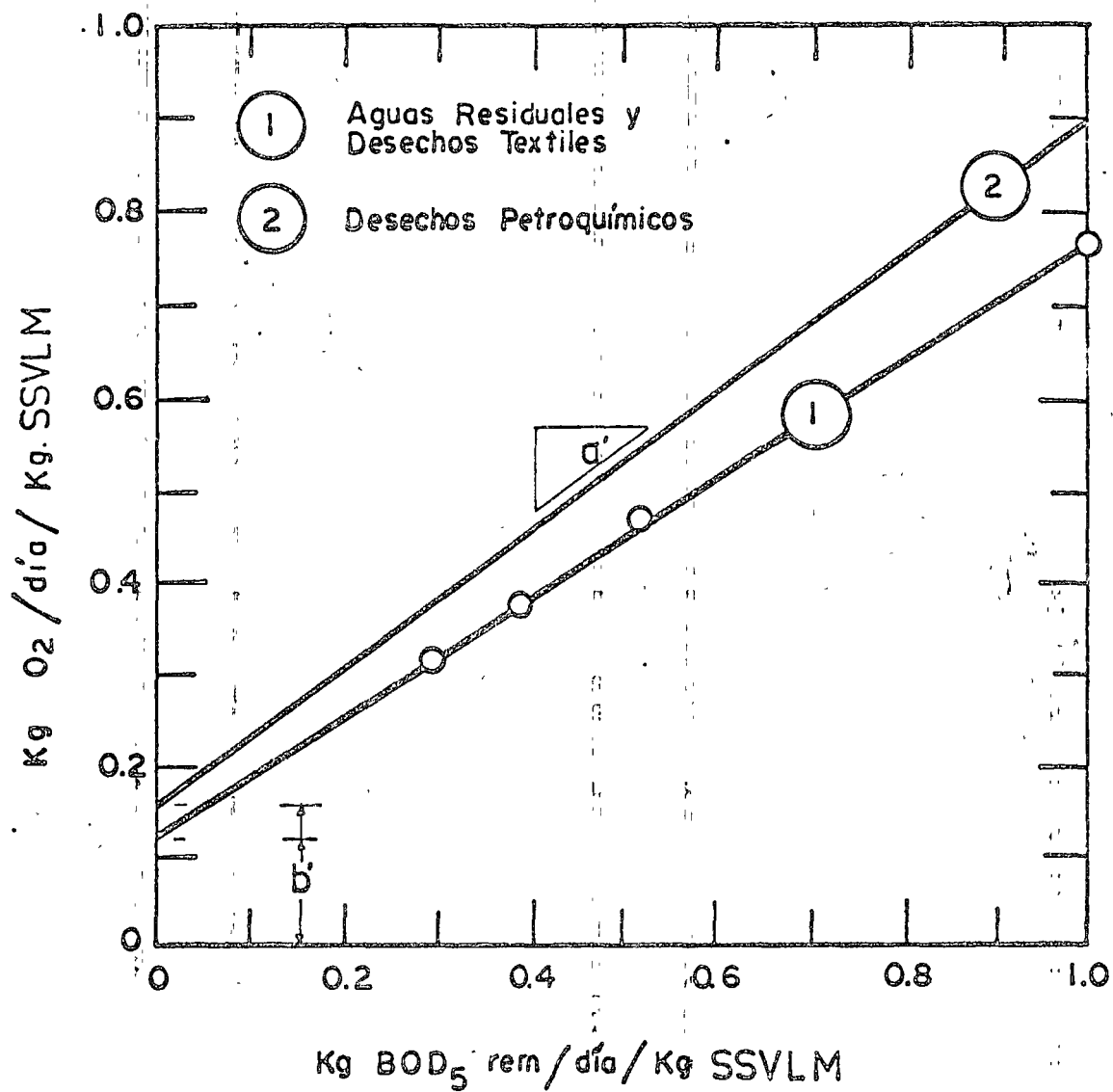


FIGURA 20 REQUISITOS DE OXIGENO EN PROCESOS DE OXIDACION BIOLÓGICA ()

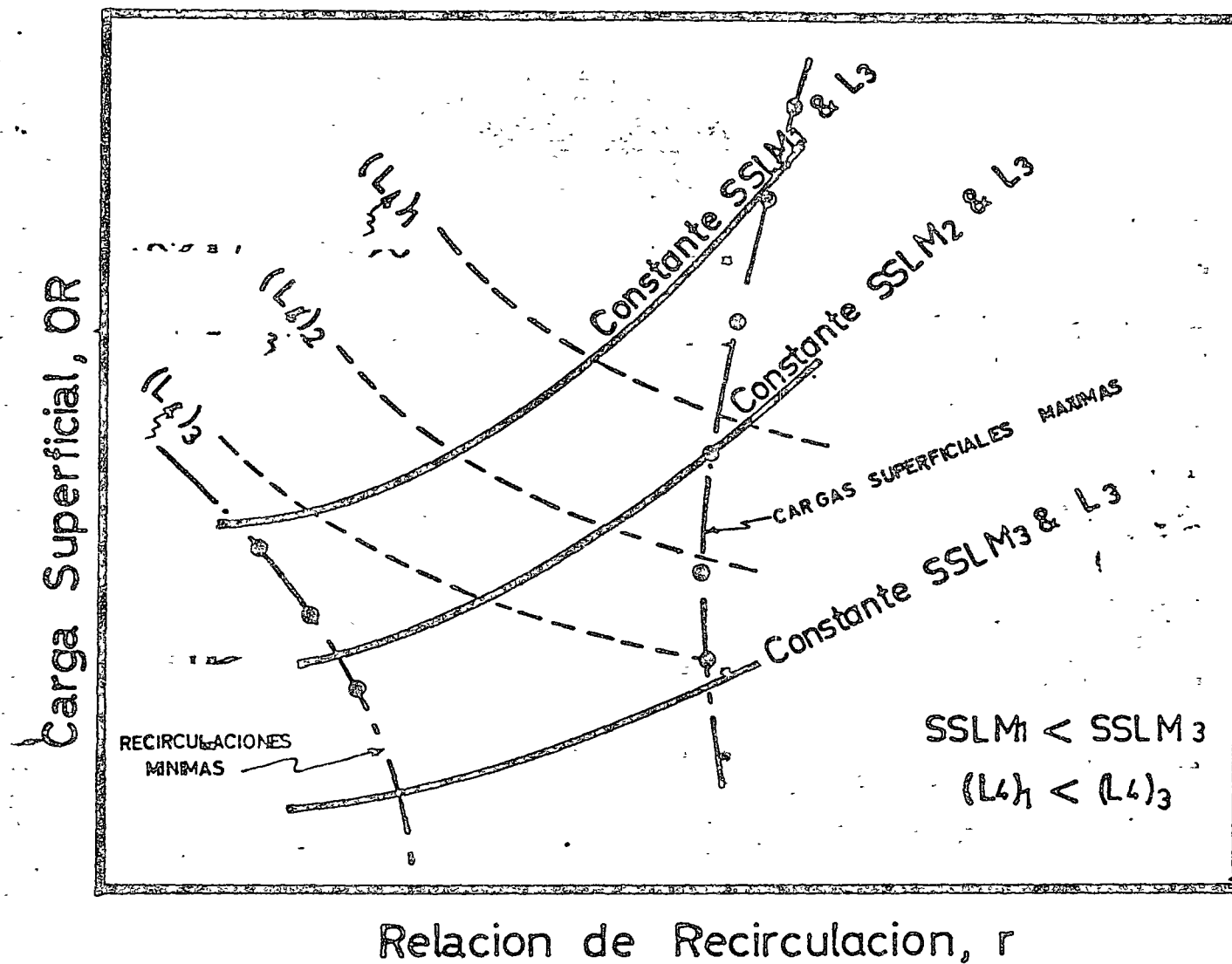


FIGURA N° 45 REPRESENTACION NOMOGRAFICA DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

en donde:

K = rata de reacción global de producción de lodo o remoción de
DBO, (reacción de 1er. orden)

- producción de lodos:

$$\Delta SS = a \times L_r - b \times SSLM \quad (17)$$

- requisitos de oxígeno:

$$O_2 = a' \times L_r + b \times SSLM \quad (14)$$

- requisitos de nutrientes

$$\text{nitrógeno (N)} = 0.12 \times \Delta SS + 1.0 \text{ mg/L} \quad (41)$$

$$\text{fósforo (P)} = 0.02 \times \Delta SS + 0.5 \text{ mg/L} \quad (42)$$

En la figura 45 se presenta un gráfico general de la operación del proceso de lodos activados en relación al funcionamiento del sedimentador secundario. Aquí se han delimitado las recirculaciones mínimas y máximas posibles y la variación de la carga orgánica L_3 en función del nivel de sólidos en el aerador.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- COE, H.S. & CLEVINGER, G.H. (1916) "Methods for determining the capacities of slime settling tanks". Trans - A.I.M.E. Vol 55, p. 356.
- 2.- KYNCH, G.I. (1952) "A theory of sedimentation" Trans - Faraday Society, Vol. 48, p. 166
- 3.- TALMAGE, W.P. & FITCH, E.B. (1955) "Determining thickener unit areas". Industrial and Engineering chemistry. Vol. 47, p. 38.
- 4.- ECKENFELDER, W.W., Jr. (1960) "Industrial water pollution control". McGraw Hill Book Co.
- 5.- DICK, R.I. & EWING, B.B. (1967) "Evaluation of activated sludge thickening theories". Proc. A.S.C.E., 93: SA4, p. 9
- 6.- EDDE, H.J. & ECKENFELDER, W.W., Jr. (1968) "Theoretical concepts of gravity sludge thickening; scaling up laboratory units to prototype design". Jour W.P.C.F., 40: 8, p. 1486.
- 7.- DICK, R.I. (1970) "Role of activated sludge final settling tanks". Proc. A"S"C"E", 96: SA2, p. 423.
- 8.- SMITH, R. (1968), "Preliminary design and simulation of conventional waste water renovation systems using the digital computer". U.S.A.I., F.W.P.C.A., report N° INP-20-9, W.P.C.R series.

D. MODELOS MATEMATICOS

(A completarse)

Proceso de lodo activado	Requisitos de oxígeno $\frac{\text{Kg O}_2}{\text{Kg DBO Rem}}$	% remoción de L_r	$\frac{\text{Kg DBO}}{\text{m}^3 \times \text{día}}$	$\frac{\text{mg O}_2}{\text{hr} \times \text{Lt}}$
Convencional				
nitrificación parcial	0.7 - 0.8	90	0.50	13 - 15
nitrificación completa	1.2 - 1.5	92	0.50	23 - 29
Aeración extendida con nitrificación completa	1.2 - 1.8	95	0.20	10 - 15

La rata de asimilación de oxígeno no es realmente constante para el proceso de lodos activados con flujo a pistón, por cuanto existe una rápida asimilación en la parte inicial del aerador y luego decrementa paulatinamente con un valor asintótico al valor de la rata de respiración endógena. Esto puede observarse en la figura 21 en donde además se indica un valor constante para la rata de asimilación de oxígeno en sistema a mezcla completa.

g. Producción de lodo.

La porción de la DBO removida en el proceso de lodos activados es convertida a nueva biomasa vía síntesis. Los requisitos metabólicos de oxígeno discutidos previamente proveen la energía para esta conversión. Adicionalmente una parte del lodo activado es reducido por autooxidación continua o respiración endógena. La producción neta de lodo es por consiguiente dependiente de un balance entre síntesis y respiración endógena. Esta dependencia puede expresarse matemáticamente en la siguiente forma:

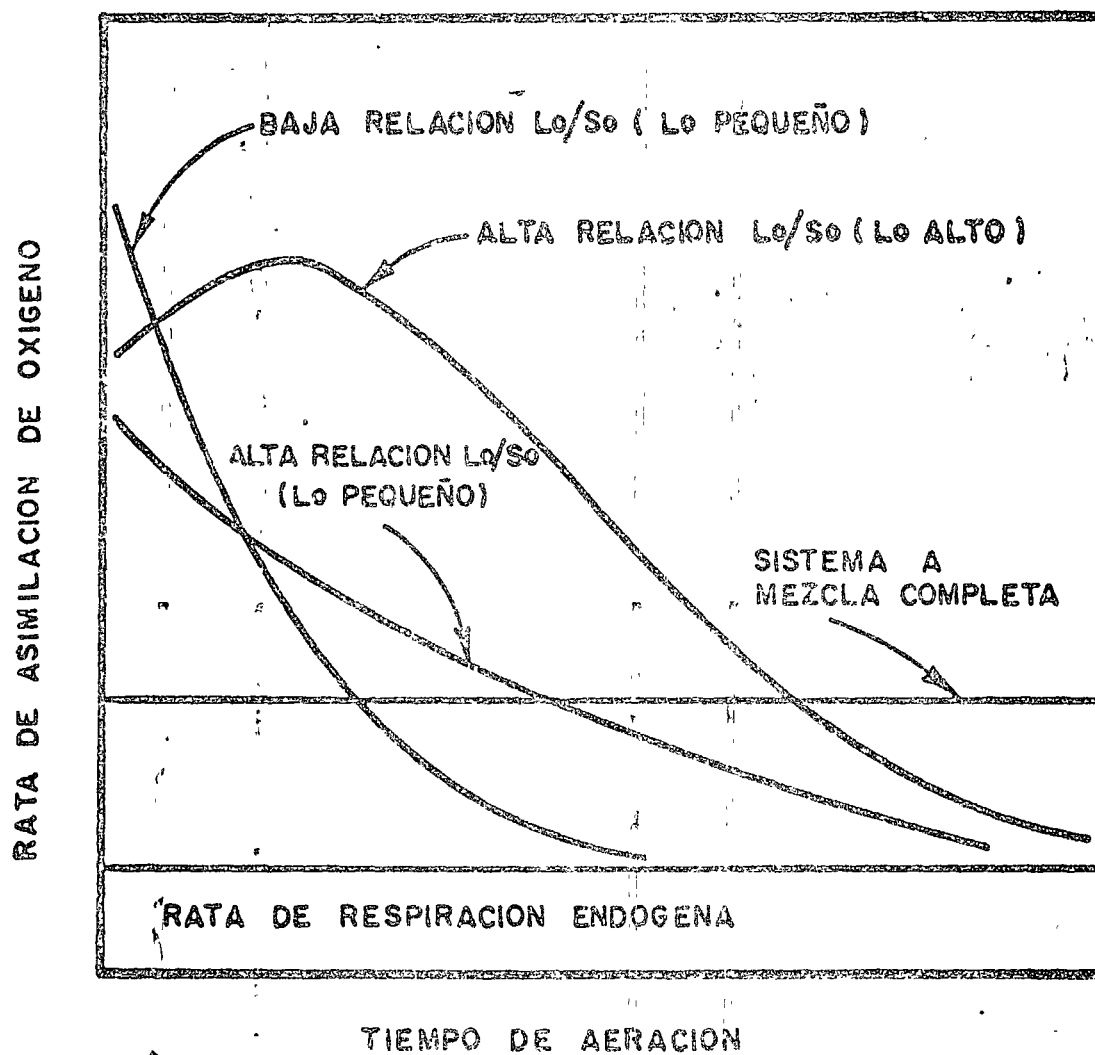


FIG. 21 RATA DE ASIMILACION DE OXIGENO PARA
VARIAS CONDICIONES

$$\frac{\text{Kg SS producidos}}{\text{día}} = a (L_r) - b (\text{Kg SSLM}) \quad (17)$$

a = coeficiente de producción unitaria vía síntesis, $\frac{\text{Kg sólidos}}{\text{Kg DBO removida}}$

b = coeficiente de oxidación endógena, $\frac{1}{\text{días}}$

Para desechos domésticos se pueden usar los siguientes valores:

Q = 0.55 Kg sólidos/Kg DBO removidos

b = 0.07/días

Utilizando la metodología usada anteriormente para los requisitos de oxígeno se puede desarrollar una expresión que relaciona la cantidad neta de biomasa producida con la eficiencia y la carga L_4 (comida/micro-organismos). Este desarrollo se indica a continuación:

$$\frac{\text{Kg } L_r}{\text{día}} = (\% L_r) \times \frac{\text{Kg } L_a}{\text{día}} \text{ substituyendo en (17)}$$

$$\frac{\text{Kg } \Delta \text{SS}}{\text{Kg DBO rem}} = a - \frac{b \times \text{Kg SSLM}}{(\% L_r) \times \frac{\text{Kg } L_a}{\text{día}}}$$

$$\frac{\text{Kg } \Delta \text{SS}}{\text{Kg } L_r} = a - \frac{b}{(\% L_r) (L_4)} \quad (18)$$

Esta relación permite el cálculo de las condiciones requeridas para no producción de lodo. Como se verá luego esta condición es prácticamente inalcanzable.

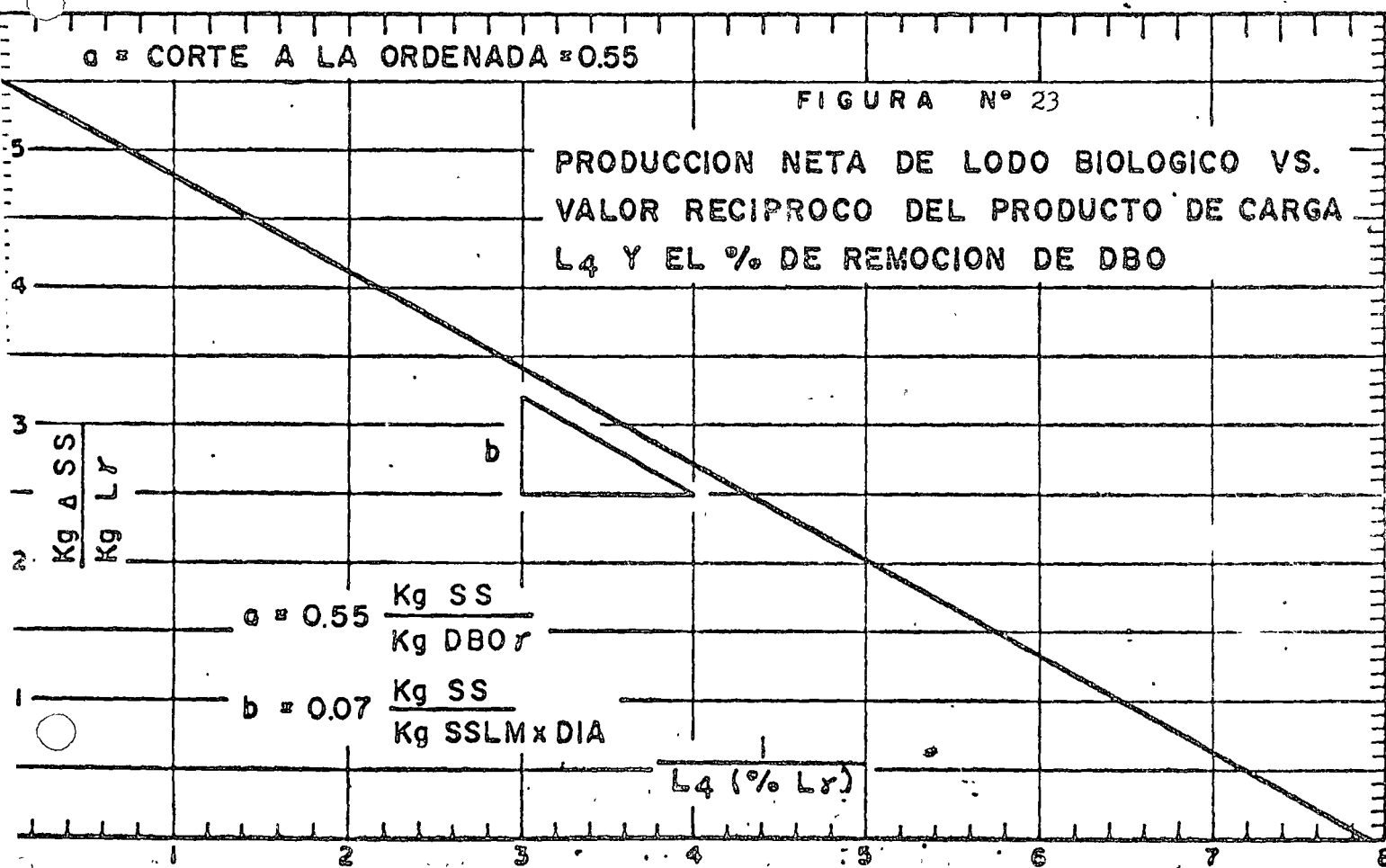
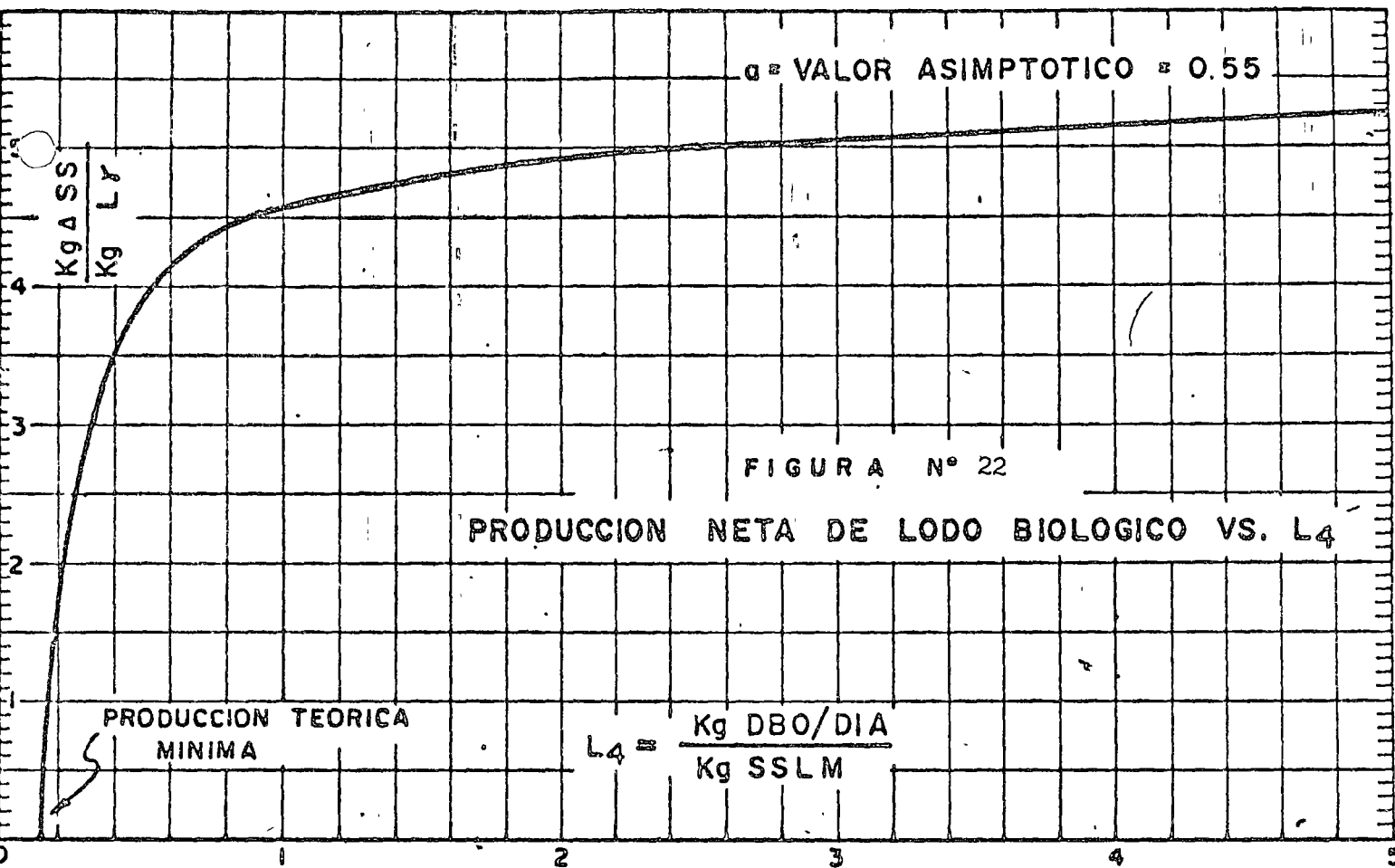
Con los datos empleados para las tabulaciones de los requisitos de oxígeno y un valor de $b = 0.07$ se pueden calcular los siguientes datos:

L_4	% como fracción	$(L_4)(\%L_r)$	$\frac{1}{(L_4)(\%L_r)}$	$\frac{b}{(L_4)(\%L_r)}$	$\frac{\text{Kg } \Delta \text{SS}}{\text{Kg } L_r}$
5.0	.500	2.50	.400	.028	.522
2.5	.565	1.41	.710	.050	.500
1.67	.630	1.05	.950	.067	.483
1.25	.645	.875	1.140	.080	.469
1.0	.750	.750	1.333	.093	.457
0.50	.900	.450	2.225	.158	.392
.33	.900	.295	3.340	.238	.312
.25	.900	.225	4.450	.311	.239
.20	.900	.180	5.550	.390	.160
.14	.900	.126	7.920	.555	0.

Estos cálculos están ilustrados en las figuras Nos. 22 y 23.

En las figuras 24, 25 y 26 se presenta la producción de lodo biológico en función de la masa de DBO removida por unidad de masa de licor mezclado. En la figura 24 se observa la influencia de la presencia de sólidos orgánicos en suspensión, en la producción de lodo. En la figura 25 se observa la producción de lodo para desecho doméstico de varias fuentes de información y en la figura 26 se observa la producción de sólidos biológicos para diferentes tipos de desechos tratados en el proceso de lodos activados.

Las cinco figuras anteriores ilustran la producción unitaria de lodo biológico. El mismo tipo de correlaciones puede ser utilizado para la producción total de lodo. Esta producción total de lodo incluye tanto la fracción no oxidable de sólidos biológicos (a veces hasta el 40%), como los



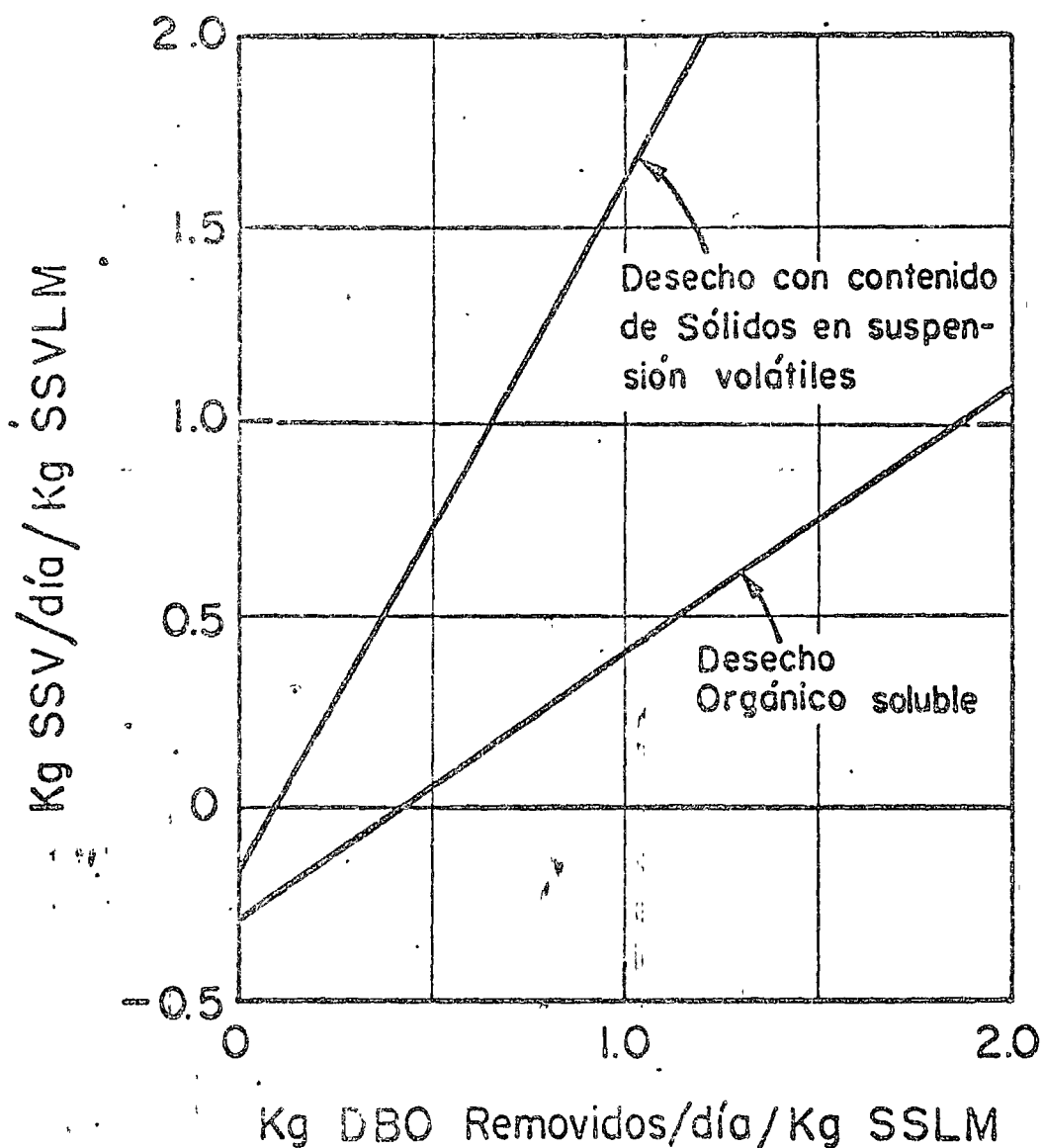
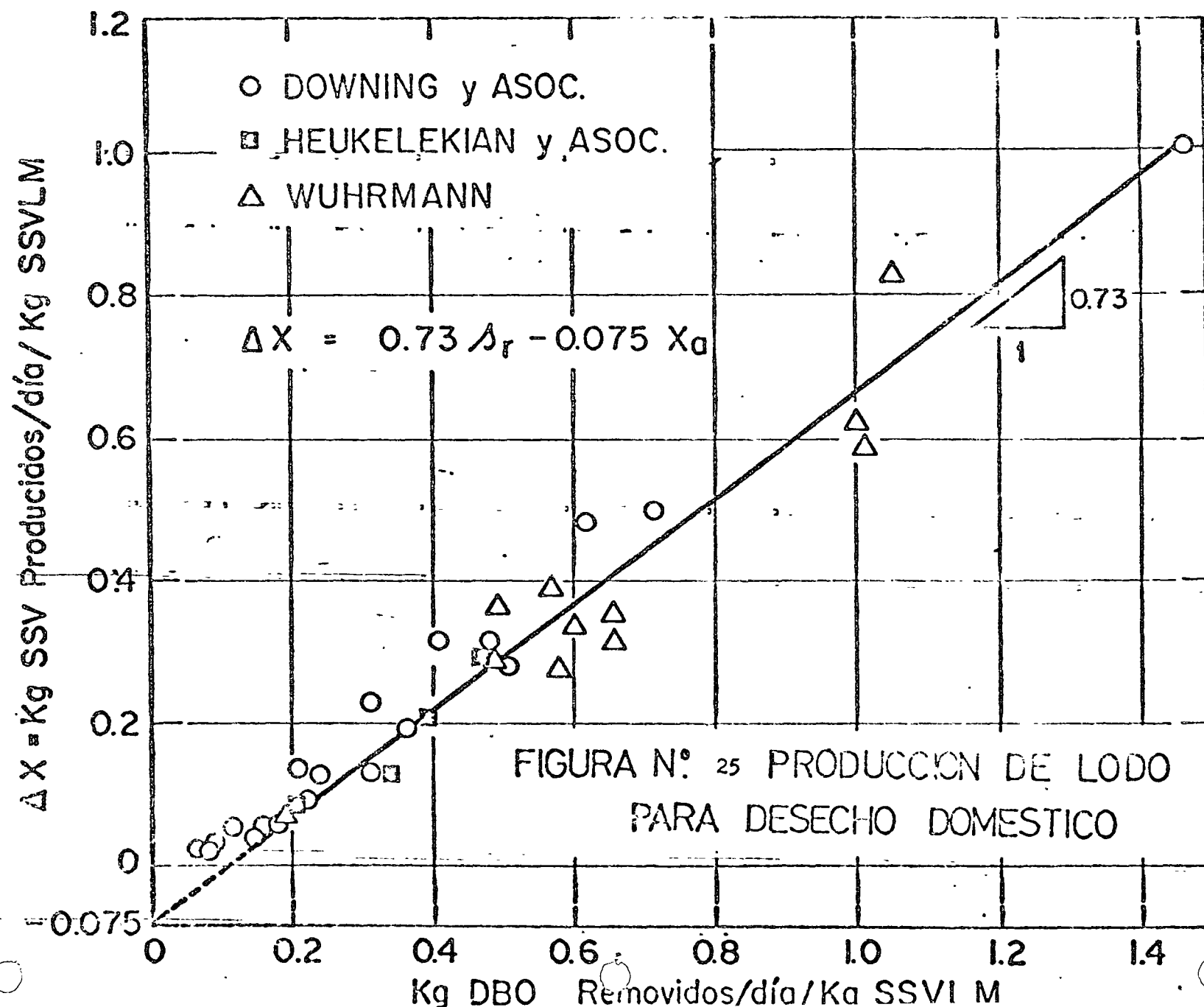


FIGURA N° 24 CARACTERISTICAS DE PRODUCCION DE LODOS PARA UN DESECHO SOLUBLE Y UN DESECHO QUE CONTIENE MATERIA EN SUSPENSION VOLATIL



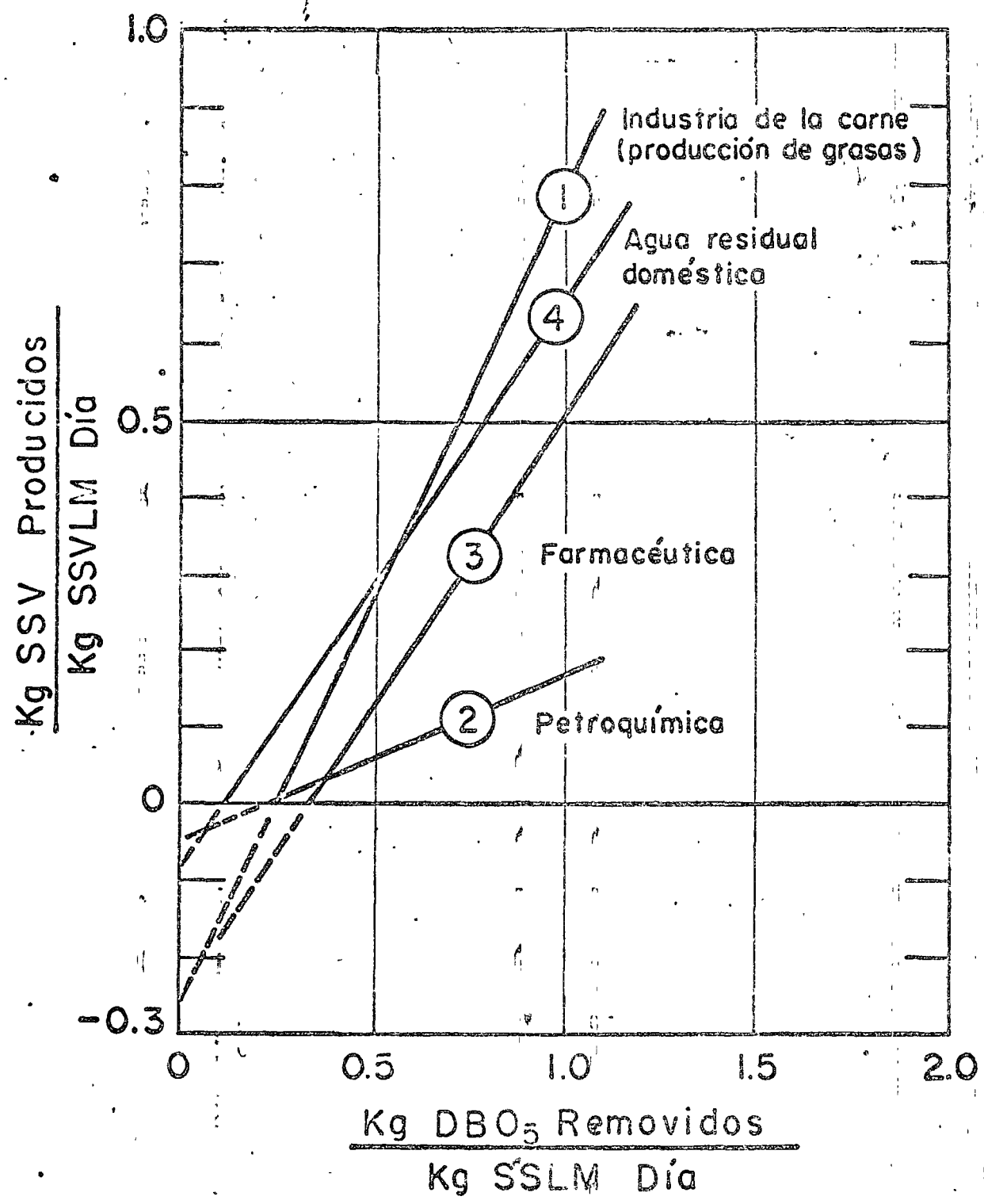


FIGURA N° 26 PRODUCCION DE LODOS PARA DIFERENTES DESECHOS ORGANICOS

sólidos del efluente primario que son removidos en el sedimentador secundario. Un ejemplo de correlaciones obtenidas en estas bases está dado en las figuras Nos. 27 y 28, las cuales han sido preparadas de datos de una planta de demostración que trata una mezcla de desechos domésticos y desechos de una industria enlatadora de frutas (Quirk).

En la figura 29 se presenta la variación en balance de sólidos en el proceso de aeración extendida sin disposición de lodo de exceso. Aquí cuando se obtienen las condiciones de equilibrio se debe establecer un horario de descarga de lodo acumulado.

h. Requisitos de nutrientes.

Nitrógeno y fósforo son los dos principales nutrientes biológicos que pueden estar presentes en cantidades insuficientes en varios desechos industriales. Ambos elementos son requeridos para la producción de protoplasma microbiano. Un cierto porcentaje en peso del lodo activado está compuesto de cada elemento. Este porcentaje varía con el tipo de desecho que está siendo tratado y también con la fase de crecimiento microbiano del lodo. Los intervalos anticipados pueden sumarse como sigue:

Nutriente	% de los sólidos en el licor mezclado	
	Intervalo	Mínimo
Nitrógeno	6 - 15	.8 - .5
Fósforo	1 - 5	1.5

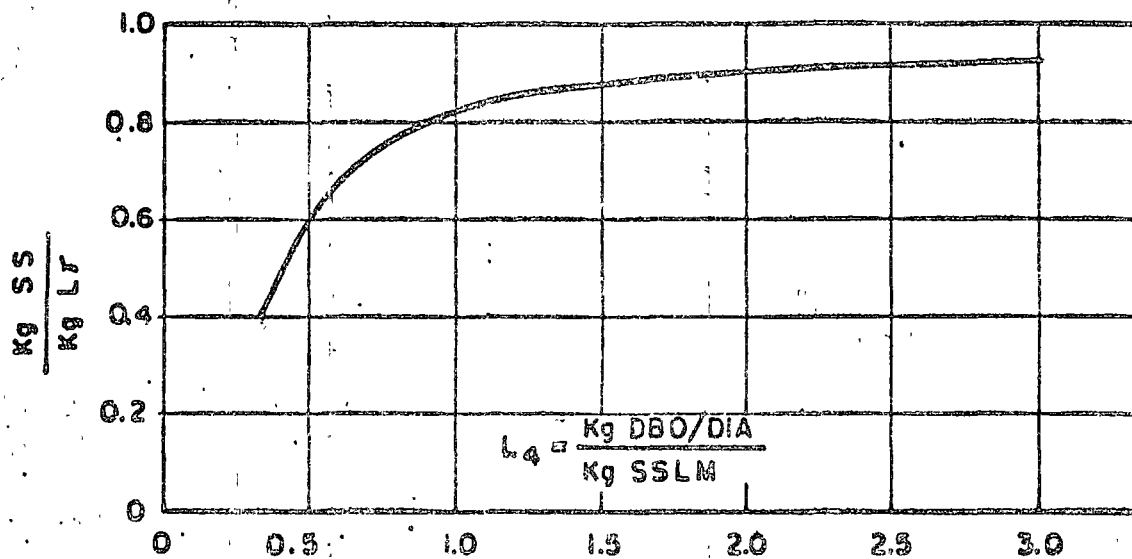


FIGURA N° 27 PRODUCCION TOTAL DE LODO VERSUS CARGA L_4

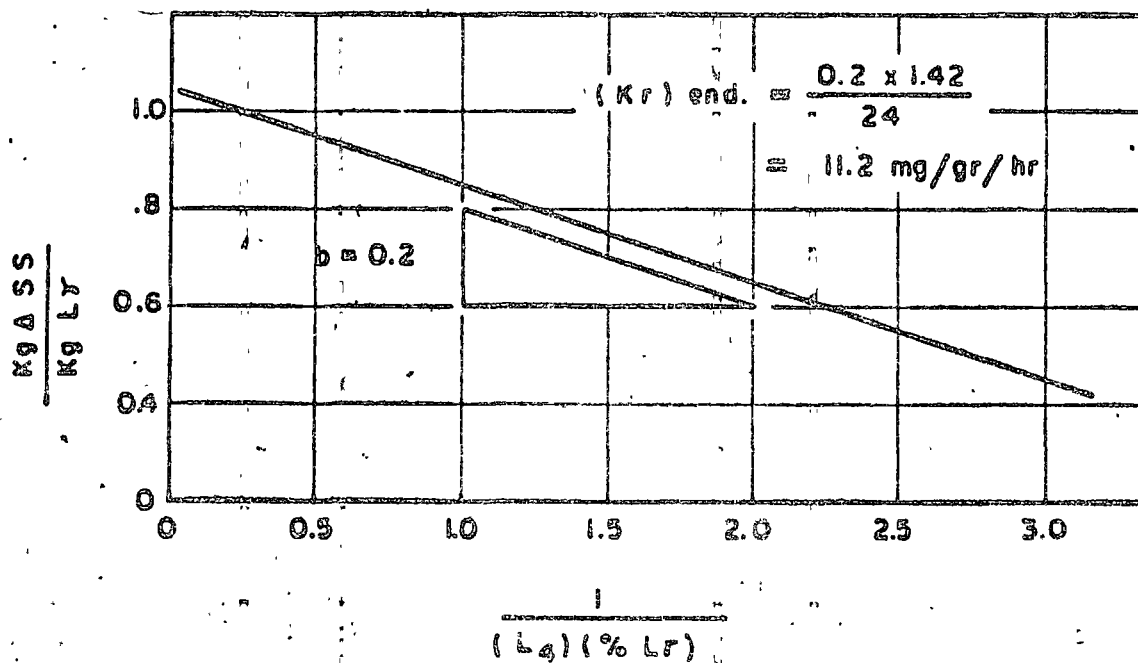


FIGURA N° 28 PRODUCCION TOTAL DE LODO VERSUS VALOR RECIPROCO DEL PRODUCTO DE CARGA L_4 Y % DE REMOCION DE DBO

Los valores anteriores han sido indicados gráficamente en la figura 30.

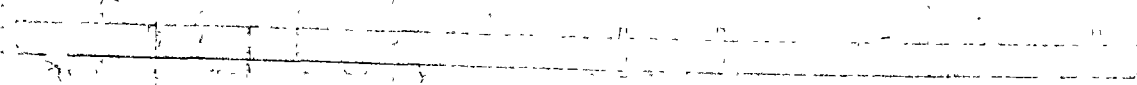
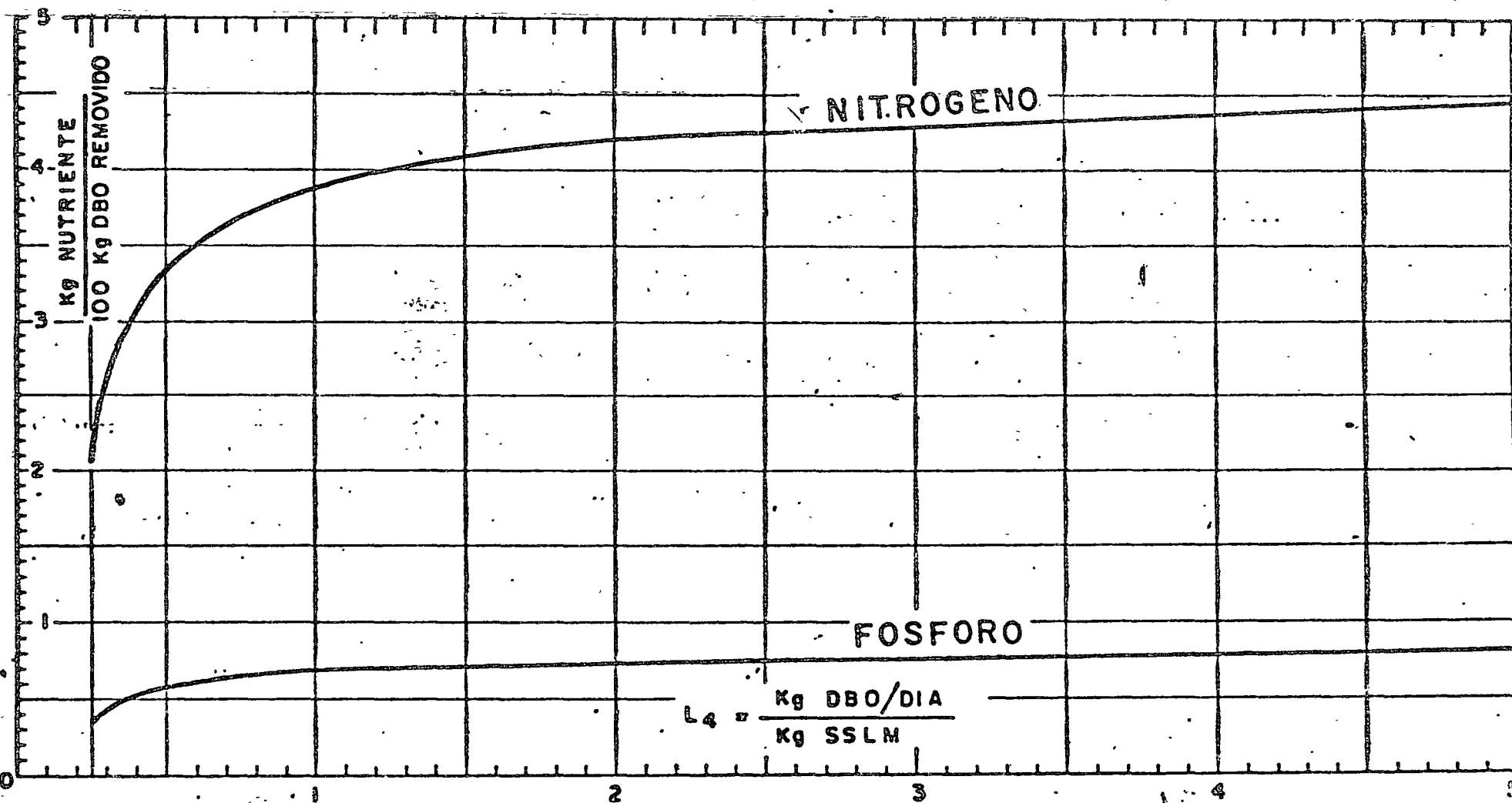


FIGURA N° 30

REQUISITOS MINIMOS DE NUTRIENTES VERSUS CARGA L_4 PARA LODOS ACTIVADOS



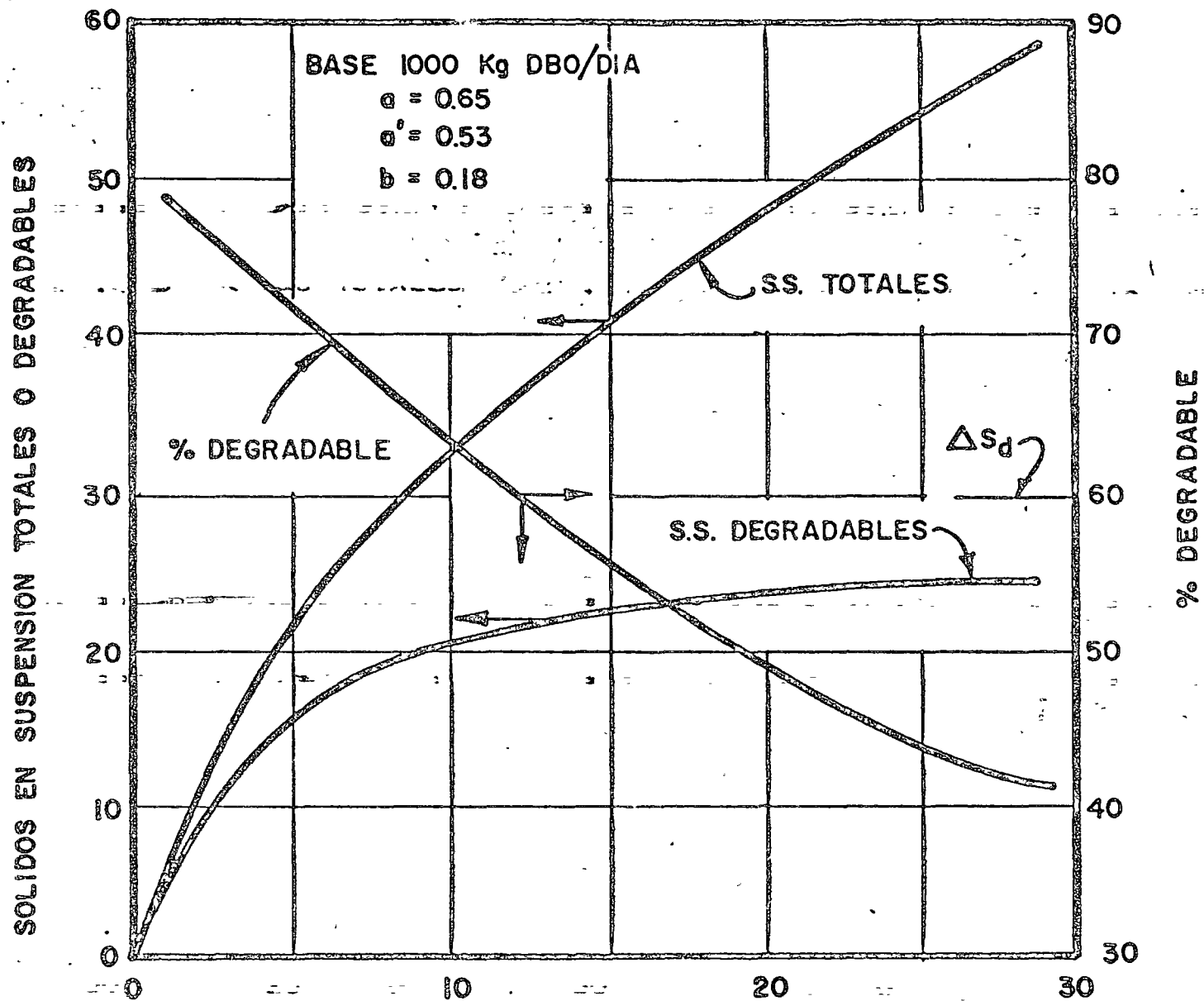


FIG. 29 VARIACION EN BALANCE DE SOLIDOS EN EL PROCESO DE AERACION EXTENDIDA SIN DISPOSICION DE LODO DE EXCESO

Los valores mínimos indicados representan valores limitantes bajo los cuales las ratas de bioxidación son usualmente dependientes de nutrientes. Un balance de material alrededor del proceso secundario demuestra que el imput de nitrógeno al tanque de aeración debe balancear el nitrógeno perdido en la biomasa que se pierde en el efluente secundario más el que se pierde en el lodo de exceso.

Para propósitos de diseño puede asumirse que todo el lodo biológico neto se pierde. La ecuación anterior (18) puede utilizarse para calcular los requisitos por kilogramo de DBO removido como se indica:

$$\frac{\text{Kg nutriente}}{\text{Kg } L_r} = (\% \text{ nutriente}) \times \left(\frac{\text{Kg } \Delta \text{SS}}{\text{Kg } L_r} \right) \quad (19)$$

El consumo de nutrientes puede por consiguiente ser expresado en función de la carga (L_4) con una variación similar a las figuras anteriores. El siguiente ejemplo numérico ilustra esto:

L_4	$\% L_r$	$\frac{\text{Kg } \Delta \text{SS}}{\text{Kg } L_r}$	$\frac{\text{Kg nutriente (mínimo)}}{100 \text{ Kg } L_r}$	
			Nitrógeno	Fósforo
5	.500	.522	4.45	.78
2.5	.565	.500	4.25	.75
1.25	.695	.469	4.00	.70
.50	.900	.392	3.35	.59
.25	.900	.239	2.05	.36

2. Parámetros operacionales

a. Porcentaje de lodo de retorno

Este parámetro fue discutido en detalle con el sedimentador secundario. Las plantas de lodos activados tienen una capacidad variable de retorno de lodos. Su cantidad afecta a los SSLM y edad del lodo. Usualmente se lo especifica en porcentaje de calidad de agua residual tratada. Los valores más comunes son:

PROCESO	%
Convencional (límite)	10 - 50
Convencional usual	20 - 30
Alta rata	5 - 10

La aeración con el valor de SSLM ha sido ya explicada.

b. Kilogramos de DBO por día por toneladas de SSLM por hora de aeración = L_2

Es un buen parámetro para calcular la eficiencia esperada del proceso, existen tres correlaciones experimentales que serán presentadas más adelante. Los valores más usuales de este parámetro son:

PROCESO	$\frac{\text{Kg DBO/DIA}}{\text{TON SSLM x Hr}}$
Alta rata	100 - 500
Convencional	30 - 100
Aeración a pasos	20 - 40
Aeración extendida	8 - 20

Este parámetro puede formularse en la siguiente forma:

$$L_2 = \frac{Q \left(\frac{L}{\text{seg}} \right) \times L_a \left(\frac{\text{mg}}{L} \right) \times 3600 \left(\frac{\text{seg}}{\text{hr}} \right) \times 24 \left(\frac{\text{hr}}{\text{día}} \right) \times 10^{-6} \frac{\text{Kg}}{\text{mg}}}{\text{SSLM} \left(\frac{\text{mg}}{L} \right) \times V \left(\text{m}^3 \right) \times 10^{-6} \left(\frac{\text{kg}}{\text{mg}} \times \frac{\text{TON}}{\text{Kg}} \times \frac{L}{\text{m}^3} \right) \times \text{PR}(\text{hr})}$$

Pero además la expresión

$$\frac{Q \left(\frac{L}{\text{seg}} \right) \times 3600 \left(\frac{\text{seg}}{\text{hr}} \right)}{V \left(\text{m}^3 \right) \times 10^3 \left(\frac{L}{\text{m}^3} \right)} = \frac{1}{\text{TR}} \quad \text{substituyendo}$$

$$L_2 = \frac{L_a \times 24,000}{\text{SSLM} \times \text{TR}^2} \quad (20)$$

Si se usa el período de retención actual:

$$\text{PR}_a = \frac{\text{PR}}{(1+r)} \quad \text{y la expresión:}$$

$$L_2 = \frac{L_a \times 24,000}{\text{SSLM}(1+r) \times \text{PR}_a} \quad (21)$$

c. Kilogramos de DBO por día por kilogramos de SSLM recirculados por día o carga de lodos = L_3

2

Este parámetro es a veces llamado carga de sólidos y es independiente del período de retención. También es referido como relación de comida a microorganismos (pero añadidos por día).

$$L_3 = \frac{Q \times L_a \times 0.0864}{Q_r \times SSr \times 0.0864} = \frac{L_a}{r \times SSr} \quad (22)$$

Cuando se utiliza la expresión de SSLM despreciando los sólidos en el agua residual se puede escribir:

$$L_3 = \frac{L_a}{(1+r)SSLM} \quad (23)$$

Las dos ecuaciones anteriores expresan L_3 en función de las cargas continuas de DBO y sólidos de retorno. Como un ejemplo de aplicación de cálculo podría calcularse L_3 para los datos del ejemplo N° 2

Ejemplo N° 3

Desecho doméstico en lodos activados convencional

$$L_a = 175 \text{ mg/L}$$

$$\text{Relación de compactación } \frac{SSr}{SSLM} = 4$$

$$\text{Recirculación } r = 0.33$$

$$SSLM = 2500$$

$$L_3 = \frac{L_a}{(1+r)SSLM} = \frac{175}{1.33 \times 2500} = 0.053 \text{ Kg DBO/Kg SSLM}$$

d. Carga orgánica o velocidad orgánica del proceso = L_4

Es igual a los kilogramos de DBO por día aplicados por kilogramos de SSLM mantenidos bajo aeración. Este parámetro es conocido como la relación de comida a microorganismos en aeración, y es el valor inverso de la edad de lodo de Gould.

En un sistema continuo puede calcularse de la siguiente forma:

$$L_4 = \frac{Q \left(\frac{L}{\text{seg}} \right) \times L_a \left(\frac{\text{mg}}{L} \right) \times 3600 \left(\frac{\text{seg}}{\text{hr}} \right) \times 24 \left(\frac{\text{hr}}{\text{día}} \right) \times 10^{-6} \left(\frac{\text{Kg}}{\text{mg}} \right)}{V \left(\text{m}^3 \right) \times \text{SSLM} \left(\frac{\text{mg}}{L} \right) \times 10^3 \left(\frac{L}{\text{m}^3} \right) \times 10^{-6} \left(\frac{\text{kg}}{\text{mg}} \right)}$$

$$L_4 = \frac{Q \times L_a \times 86.4}{V \times \text{SSLM}} \quad (24)$$

Pero el valor $\frac{Q}{V} \frac{3600}{1000} = \frac{1}{TR}$ y substituyendo

$$L_4 = \frac{L_a \times 24}{\text{SSLM} \times TR} \quad (25)$$

Si se usa el período de retención actual:

$$L_4 = \frac{L_a \times 24}{\text{SSLM} \times (1+r) \times TR_a} \quad (26)$$

$$L_4 = \frac{24 \times L_3}{TR_a} \quad (27)$$

La ecuación anterior expresa la carga del proceso en términos del volumen del aerador (período de retención basado en flujo de agua residual cruda), concentración de DBO y SSLM. La expresión previa demuestra que esta carga es independiente del flujo de recirculación.

En la expresión anterior se relaciona muy convenientemente la carga L_4 al producto $\text{SSLM} \times PR$. Como se verá en otro capítulo esto puede emplearse

para determinar la rata de remoción de DBO con cinética de primer orden. Utilizando la expresión de SSLM que no toma en cuenta los sólidos en el agua cruda de entrada se puede escribir:

$$L_4 = \frac{L_a \times 24}{r \times SSR \times TR_a} \quad (28)$$

En el siguiente ejemplo se ilustra el uso del parámetro discutido

Ejemplo N° 4

Desecho doméstico tratado en lodos activados convencional

$$L_a = 175. \text{ mg/L}$$

$$SSLM = 2500 \text{ mg/L}$$

$$TR_a = 6 \text{ horas}$$

$$\text{Relación de compactación} = 4$$

Utilizando ecuación (2)

$$r = \frac{1}{\frac{SSR}{SSLM} - 1} = \frac{1}{4 - 1} = 0.33$$

Utilizando ecuación (20):

$$L_2 = \frac{L_a \times 2400}{SSLM \times TR^{-2}} = \frac{175 \times 24000}{2500 \times 36} = \frac{46.66 \text{ Kg DBO/D}}{\text{TON SSLM} \times \text{hr}}$$

Utilizando ecuación (23):

$$L_3 = \frac{L_a}{(1+r) \times \text{SSLM}} = \frac{175}{0.33 \times 2500} = \frac{0.0526 \text{ Kg DBO}}{\text{Kg SSLM}}$$

de la relación $\frac{\text{SSr}}{\text{SSLM}} = 4$; $\text{SSr} = 4 \times 2500 = 10,000$

utilizando ecuación (22):

$$L_3 = \frac{175}{0.33 \times 10000} = 0.053 \frac{\text{Kg DBO}}{\text{Kg SSLM}}$$

utilizando ecuación (25):

$$L_4 = \frac{L_a \times 24}{\text{SSLM} \times \text{TR}} \times \frac{175 \times 24}{2500 \times 6} = 0.28 \frac{\text{Kg DBO}}{\text{Kg SSLM} \times \text{día}}$$

$$\text{TR}_a = \frac{\text{TR}}{1+r} = \frac{6}{1+0.33} = 4.5 \text{ horas}$$

utilizando ecuación (26):

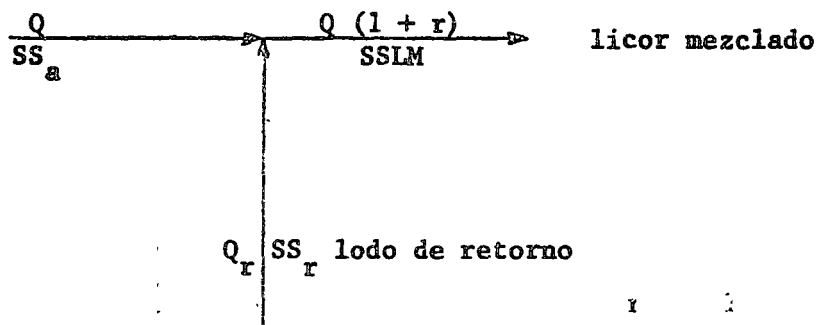
$$L_4 = \frac{L_a \times 24}{\text{SSLM}(1+r)\text{TR}_a} = \frac{175 \times 24}{2500 \times 1.33 \times 4.5} = 0.28 \frac{\text{Kg DBO}}{\text{Kg SSLM} \times \text{Día}}$$

utilizando ecuación (27):

$$L_4 = \frac{24 \times L_3}{\text{TR}_a} = \frac{24 \times 0.053}{4.5} = 0.28 \frac{\text{Kg DBO}}{\text{Kg SSLM} \times \text{día}}$$

e. Sólidos en suspensión en el licor mezclado = SSLM

Es la concentración de sólidos en suspensión de la mezcla de agua residual (afluente) y el lodo de retorno. Su valor se lo encuentra efectuando un balance de masa a la entrada del tanque de aeración.



$$Q \times SS_a + Q_r \times SS_r = Q(1+r)SSLM$$

$$SSLM = \frac{SS_a + r \times SS_r}{1+r} \quad (29)$$

Cuando se desprecia SS_a por ser pequeño

$$SSLM = \frac{r \times SS_r}{1+r} \quad (30)$$

de esta fórmula puede encontrarse la ecuación (2)

$$SSLM + SSLM \times r - r \times SS_r = 0 ;$$

$$r = \frac{1}{\frac{SS_r}{SSLM} - 1} \quad (2)$$

Los valores más comunes de este parámetro son:

PROCESO	SSLM, mg/L
Intervalo	600 - 5000
Usual	1000 - 3000
Convencional intervalo	1500 - 2500
Alta rata	500 - 1000

f. Edad del lodo (Gould)

La definición de este parámetro según Gould corresponde a la relación de microorganismos en aeración a comida. Es el valor inverso al parámetro L_4 .

$$ELI = \frac{1}{L_4} \quad (31)$$

g. Edad del lodo Eckenfelder

Este parámetro ha sido definido como $EL_2 = \frac{\text{microorganismos en aeración.}}{\text{producción de exceso de lodo por día}}$

La formulación de este parámetro puede efectuarse conociendo la producción de lodo de exceso (PLE) ya sea en términos de Kg de DBO removido o en términos de volumen del tanque de aeración.

$$EL_2 = \frac{\frac{SSLM(mg)}{L} \times V(m^3) \times \frac{10^3(L)}{m^3} \times 10^{-6} \frac{(Kg)}{mg}}{PLE_1 \left(\frac{Kg \text{ sólidos}}{Kg \text{ DBO rem}} \right) \times \left(\frac{Kg \text{ DBO rem}}{m^3 \times \text{día}} \right) \times V(m^3)}$$

$$EL_2 = \frac{SSLM \times 10^{-3}}{PLE_1 \times X} \quad (20)$$

o de otra forma:

$$EL_2 = \frac{SSLM \left(\frac{mg}{L} \right) \times V(m^3) \times 10^3 \left(\frac{L}{m^3} \right) \times 10^{-6} \left(\frac{Kg}{mg} \right)}{PLE_2 \left[\frac{Kg \text{ sólidos}}{m^3 \times día} \right] \times V(m^3)}$$

$$EL_2 = \frac{SSLM \times 10^{-3}}{PLE_2} \quad (32)$$

En términos generales la producción de lodo de exceso es alrededor de

$$PLE_2 = 0.225 \frac{Kg}{m^3 \times día} \quad (\text{para zanjas carrousel})$$

Para otros tipos de sistemas de lodos activados de menor eficiencia pueden esperarse valores más altos de producción de lodo debido a un menor grado de respiración endógena (0.50 lodos activados convencional).

Para lodos activados el valor de EL_2 varía entre 3 - 10 días. Para aeración extendida llega hasta 30 días.

La formulación de este parámetro teniendo en cuenta la producción de lodo por síntesis y la destrucción por respiración endógena es como sigue:

$$EL_2 = \frac{\text{microorganismos en aeración}}{\text{producción de lodo de exceso por día}}$$

$$EL_2 = \frac{aL_r - b \text{ Kg SSLM en aeración}}{aL_r - b \text{ Kg SSLM en aeración}}$$

$$\frac{1}{EL_2} = \frac{a \times \text{Kg DBO removidos/día} - b}{\text{Kg SSLM en aeración}} \quad (33)$$

Los coeficientes a y b se explican más adelante. Sus valores más usuales son:

DESECHO	a	b
Doméstico	0.5 - 0.73	0.075 - 0.125
De cervecerías	0.56	0.1
De refinerías	0.49- 0.62	0.1 - 0.16
De industria lechera	0.667	0.073

h. Tiempo promedio de residencia celular (TPRC)

Este parámetro que es un refinamiento de la edad del lodo anteriormente indicado es a veces llamado "tiempo de retención de sólidos" (TRS) y es igual a la masa de SSLM en el sistema secundario (tanque de aeración más sedimentador secundario) dividido para la suma de masa de sólidos de exceso más la masa de sólidos perdida en el efluente. Este parámetro está entrando en más uso para operación de plantas. (Los valores usuales se encuentran entre 5 y 15 días con un intervalo más común entre 8 y 11 días.

$$TPRC = \frac{\text{Kg SSLM (aerador + clarificador)}}{\text{Kg sólidos exceso} + \text{Kg sólidos efluente}} \frac{\text{día}}{\text{día}}$$

$$TPRC = \frac{\text{SSLM} \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) \times \left[V_1 + V_2 \right] \left(\text{m}^3 \right) \times 10^3 \left(\frac{\text{L}}{\text{m}^3} \right) \times 10^{-6} \left(\frac{\text{Kg}}{\text{mg}} \right)}{\left[Q_a \left(\frac{\text{L}}{\text{seg}} \right) \times \text{SSr} \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) + Q \left(\frac{\text{L}}{\text{seg}} \right) \times \text{SSe} \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) \right] \times 0.0864 \left(\frac{\text{Kg} \times \text{seg}}{\text{mg} \text{ día}} \right)}$$

$$TPRC = \frac{SSLM (V_1 + V_2)}{Q_e \times SSr + Q \times SSe} \quad 86.4 \quad (34)$$

En donde:

V_1 = volumen del tanque de aeración, m^3

V_2 = volumen del sedimentador secundario, m^3

Q_e = flujo de lodo de exceso, L/seg
(promedio de 24 horas)

Q = flujo de planta, L/seg

SSr = Sólidos en suspensión del lodo de retorno, mg/L asumido el mismo
valor para el lodo de exceso

SSe = sólidos en suspensión del efluente, mg/L

Los valores de estos últimos tres parámetros son calculados en el siguiente ejemplo:

Ejemplo N° 5

Desecho orgánico tratado en lodos activados convencional:

V_1 = 3785 m^3 volumen aerador

V_2 = 1892.5 m^3 volumen sedimentador

Q = 175.2 L/seg flujo de planta

Q_e = 9.29 L/seg flujo de lodo de exceso

$SSLM$ = 2400 mg/L

SSr = 6200 mg/L retorno de lodos

SSe = 12 mg/L efluente

Utilizando la fórmula (22)

$$TPRC = \frac{2400 (3785.0 + 1892.5)}{(3.24 \times 6200 + 175.2 \times 12) 86.4} = 7.0 \text{ días}$$

El parámetro de edad del lodo (Eckenfelder):

$$PLE_2 = \frac{3.29 \left(\frac{L}{\text{seg}} \right) \times 6200 \left(\frac{\text{mg}}{L} \right) \times 0.0864 \left(\frac{\text{seg}}{\text{día}} \times \frac{\text{Kg}}{\text{mg}} \right)}{3785 \text{ (m}^3\text{)}}$$

$$= \frac{0.46562 \text{ Kg sólidos}}{\text{m}^3 \times \text{día}}$$

Aplicando la fórmula (21)

$$EL_2 = \frac{2400 \times 10^{-3}}{0.46562} = 5.15 \text{ días}$$

El parámetro de edad de lodo de Gould se lo puede calcular utilizando la fórmula (25).

$$EL_1 = \frac{SSLM \times TR}{L_a \times 24} \quad (35)$$

Aún una tercera definición de edad de lodo aparece y es usada equivocadamente por operadores de plantas ésta es:

$$\text{EDAD DE LODO} = \frac{\text{Kg SSLM en aeración}}{\text{Kg SS}_a \text{ en afluente/día}}$$

Efectuando un balance de masa en términos de sólidos a la entrada del aerador y despreciando los sólidos en suspensión del afluente al proceso, se puede escribir aproximadamente:

$$Q \times SS_a + Q \times r \frac{10^6}{IVL} = Q (1+r) \times SSLM$$

$$SSLM = \frac{r \times 10^6}{(1+r) IVL} \quad (36) \text{ del mismo modo:}$$

$$r = \frac{SSLM}{\frac{10^6}{IVL} - SSLM} \quad (37)$$

Las dos ecuaciones anteriores relacionan de una forma aproximada el IVL al SSLM y recirculación necesaria. Esto se indica gráficamente en la figura N° 30.

De acuerdo con la segunda definición se puede expresar el IVL en la siguiente forma:

$$IVL = \frac{\% \text{ sólidos sedimentados}}{SSLM, \%}$$

$$IVL = \frac{A \times 10,000}{B} \quad (38) \text{ en donde:}$$

A = % sólidos sedimentados en 30 min.

B = SSLM, mg/L

Una representación gráfica de la ecuación anterior puede verse en la figura N° 31.

i. Índice de volumen del lodo (IVL)

El índice de volumen del lodo es una medida de las características de sedimentación del lodo activado y es un parámetro de gran utilidad para el control de la operación del proceso de lodos activados. Como ya se indicó anteriormente, la eficiencia del proceso no sólo depende únicamente de la oxidación de la materia del desecho sino de la posibilidad de mantener una determinada biomasa en aeración, de modo que la separación del efluente clarificado del lodo es muy importante. Esta es la razón principal por la que se mide la eficiencia del proceso considerando también el sedimentador secundario.

El índice de volumen del lodo (IVL) ha sido definido por Mohlman como: "el volumen en ml. ocupado por 1 gr. de lodos después de un período de sedimentación de 30 minutos".

Una definición más objetiva es: "la relación del porcentaje de lodos sedimentado en 30 minutos a la concentración de sólidos en suspensión en el licor mezclado, expresado en porcentaje de sólidos", (10 gr/L = 1%).

De acuerdo a la primera definición podemos escribir:

$$IVL = \frac{\text{Volumen, ml.}}{\text{Pr de sólidos}} ; \frac{1}{IVL} = \frac{\text{gr}}{\text{ml}} = 10^6 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

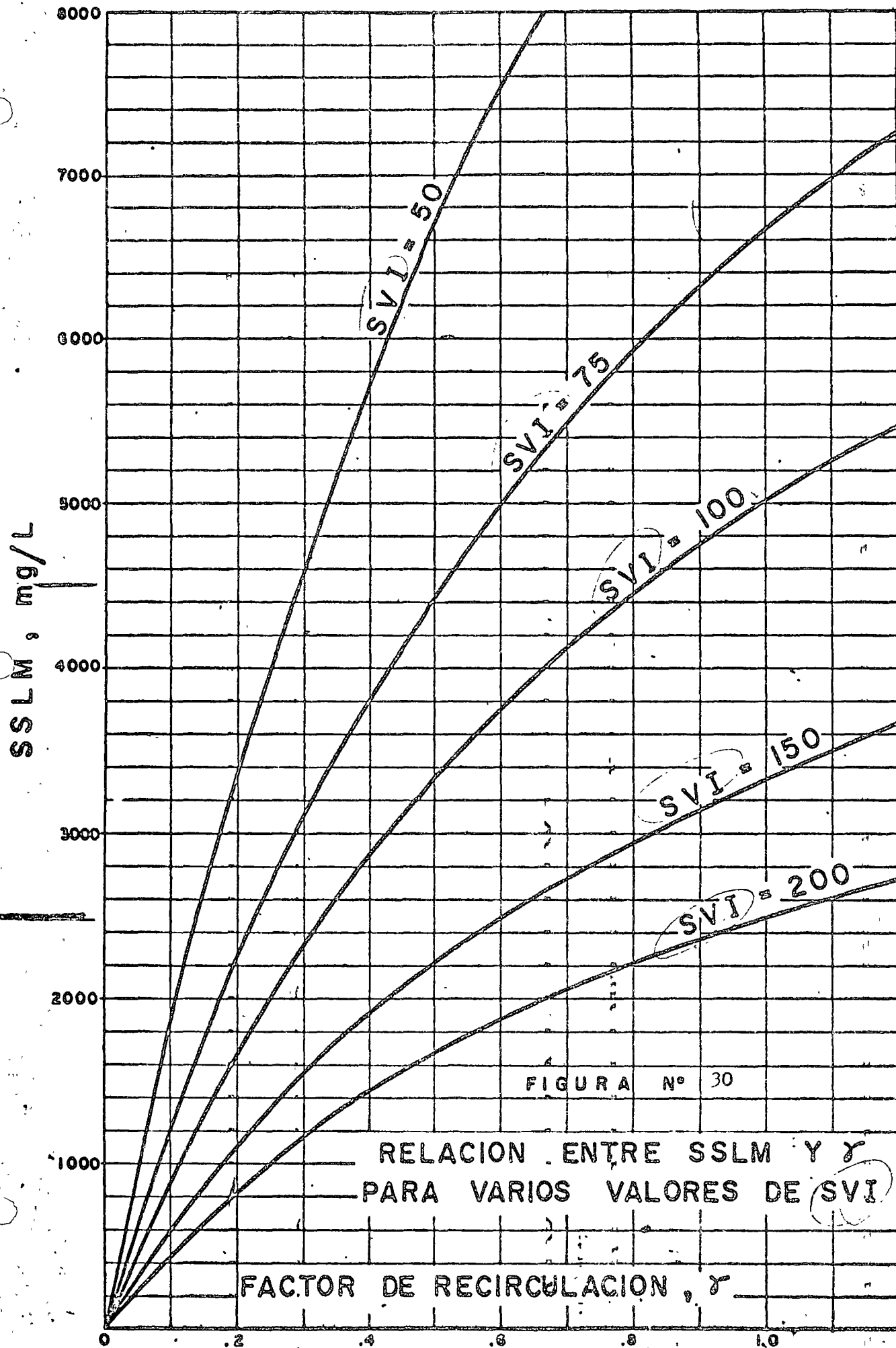


FIGURA Nº 30

RELACION ENTRE SSLM Y γ
PARA VARIOS VALORES DE SVI

FACTOR DE RECIRCULACION, γ

A: % DE SOLIDOS SEDIMENTADOS EN 30 MINUTOS

10.0 12.5 15.0 17.5 20.0 22.5 25.0 27.5 30.0 32.5 35.0 37.5 40.0 42.5 45.0 47.5 50.0

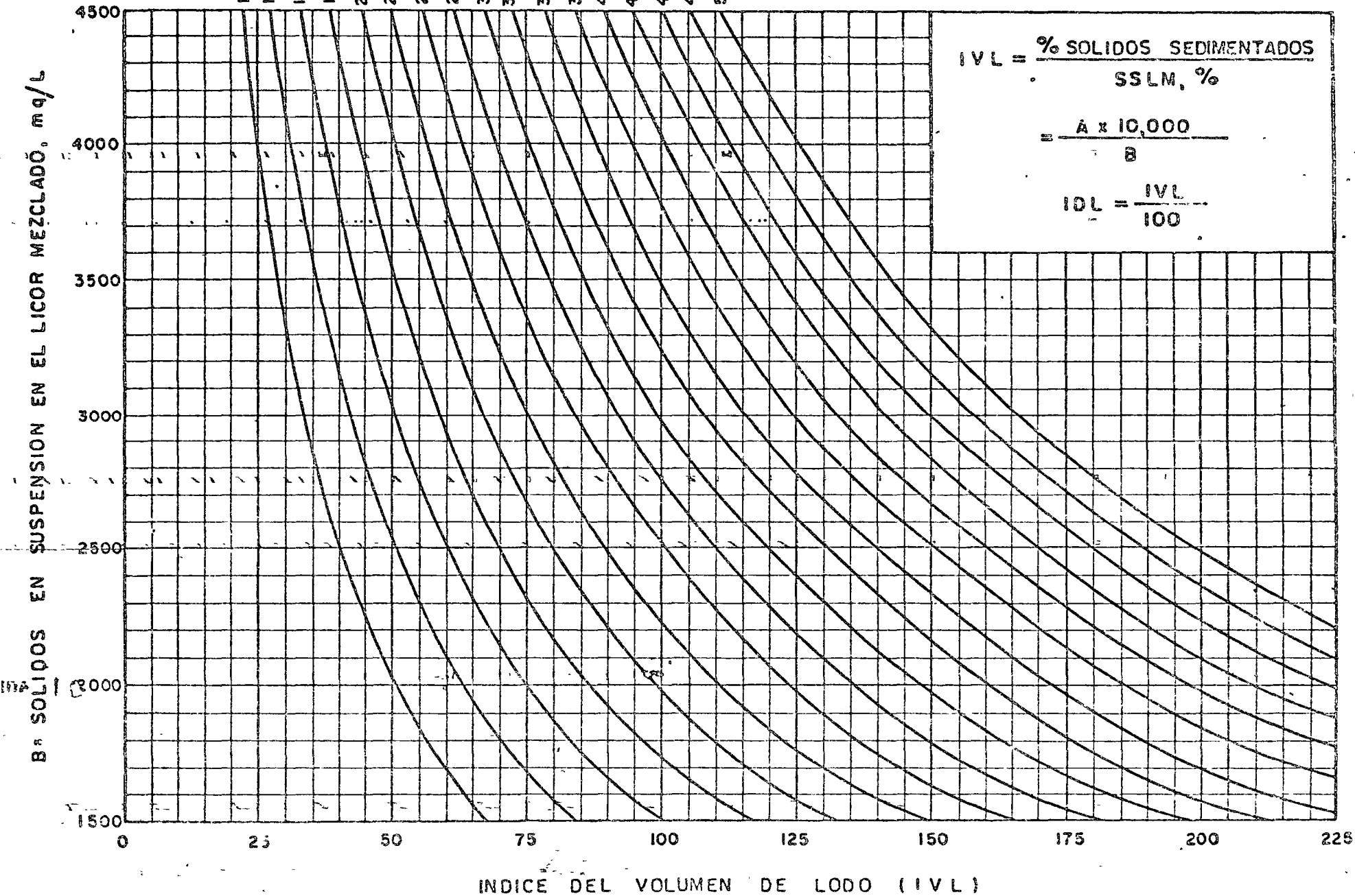


FIGURA N° 31 DETERMINACION DEL INDICE DEL VOLUMEN DE LODO A 30 MINUTOS

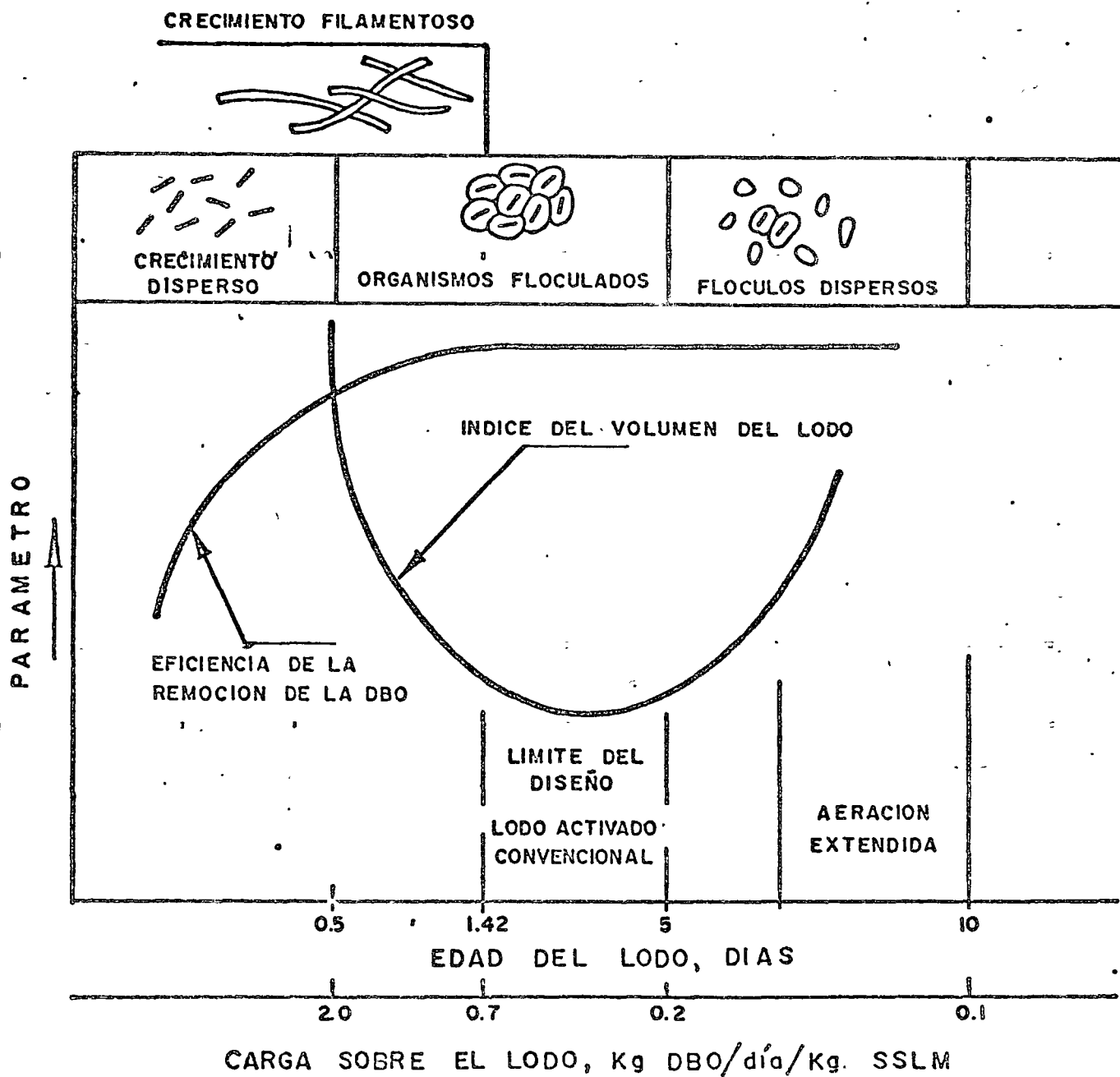


FIGURA Nº 32 CARACTERISTICAS DEL FLOCULO EN PROCESOS DE LODOS ACTIVADOS

En la práctica se ha encontrado que para diferentes valores de IVL, se puede esperar un licor con ciertas características de sedimentación. Esto puede resumirse como sigue:

<u>Características del lodo</u>	<u>IVL</u>
Excelente calidad de sedimentación	≤ 50
Buena calidad de sedimentación	50 - 100
Razonable calidad de sedimentación	100 - 150
Mala calidad de sedimentación (Zona de Bulking)	>150

Utilizando la figura N° 30 se puede tabular valores de r para varias condiciones de IVL y tipos de procesos:

PROCESO	SSLM DESEADO mg/L	SS _r mg/L	VALOR DE r PARA IVL	
			50	100
Convencional	2000 - 2500	8000 - 12000	0.11 - 0.14	0.25 - 0.5
Aeración extendida	4000 - 5000	8000 - 12000	0.25 - 0.30	0.50 - 1.0

Datos experimentales de Eckenfelder, Ford, Logan y Budd son presentados en las figuras 32 y 33. En la figura 32 se observa que los valores mínimos del IVL corresponden al intervalo de carga de proceso convencional de lodos activados en donde el licor mezclado está en la zona de organismos floculados. Valores más altos del IVL pueden esperarse para cargas

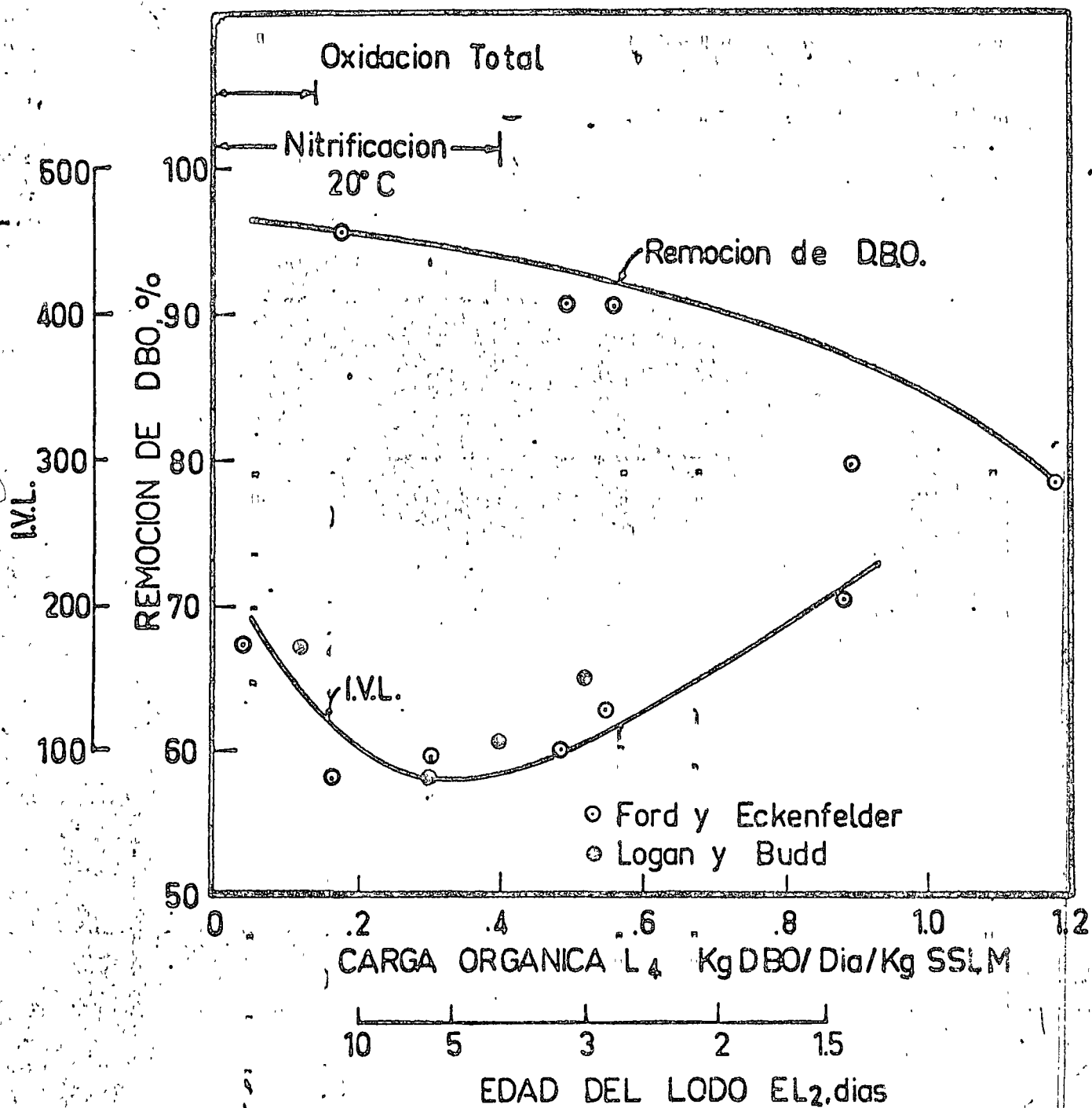


FIGURA N° 33 VARIACION DEL I.V.L. Y REMOCION DE DBO, CON CARGA ORGANICA Y EDAD DE LODO

mayores como es el caso del proceso de aeración modificado en donde se obtiene un licor en la zona de crecimiento disperso con un mayor chance de formación de crecimiento filamentosos o abultamiento (Bulking) debido a una mayor producción de lodo por síntesis. Del mismo modo se pueden obtener valores más altos del IVL hacia el área de aeración extendida y zona de flóculo disperso. En la figura 33 se observa la variación de IVL y remoción de DBO con la carga orgánica L_4

j. Índice de densidad de lodo (IDL)

Este parámetro está definido como

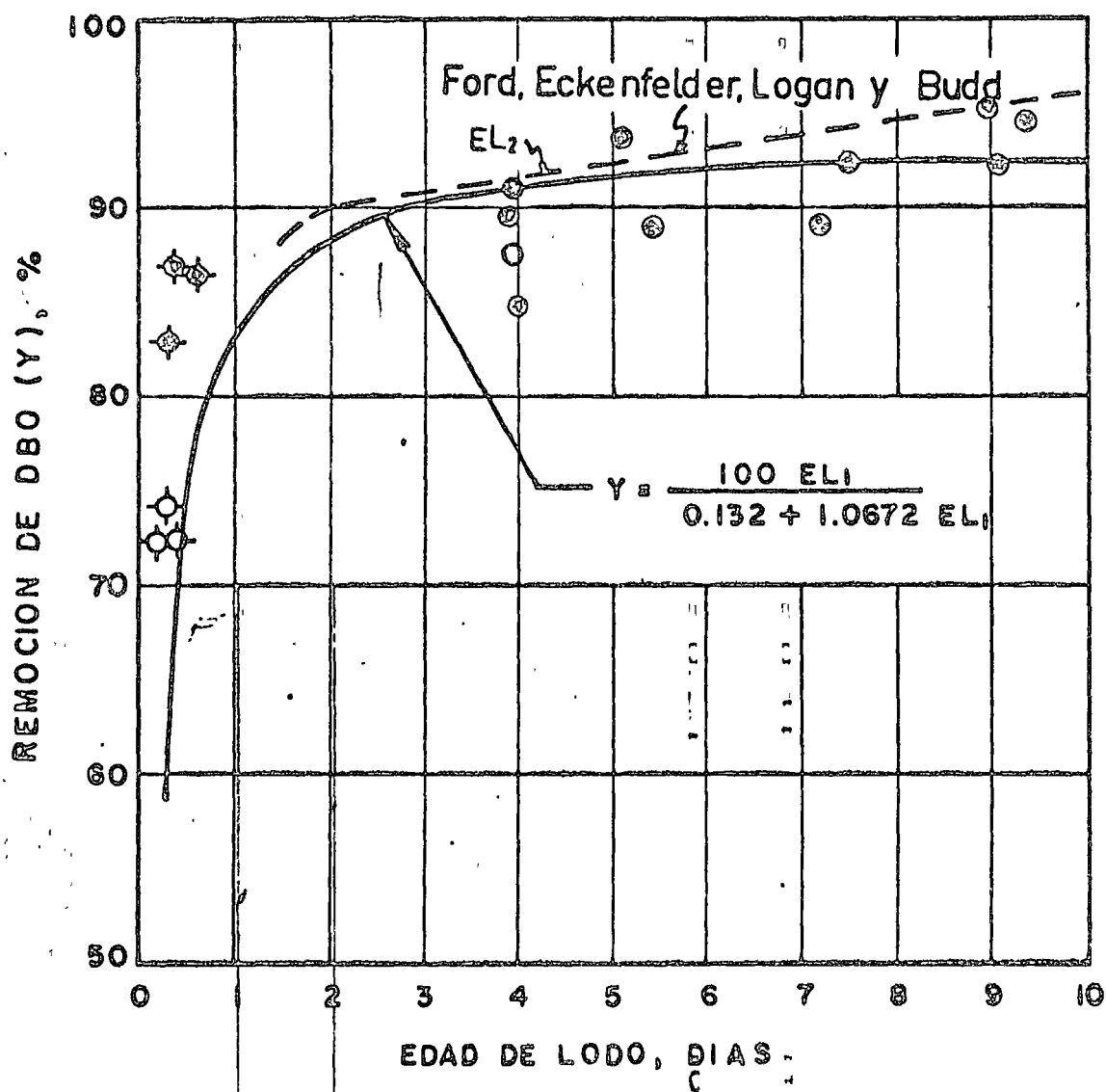
$$IDL = \frac{100}{IVL} \quad (38)$$

su uso es muy reducido en control de operación de procesos de lodos activados y una discusión muy limitada se incluye aquí con propósitos de información únicamente.

k. Relación de varios parámetros con la eficiencia del proceso

La eficiencia de remoción de la DBO en el proceso de lodos activados ha sido expresado en términos de varios parámetros, en todos los casos se considera el tanque de aeración y el sedimentador como una sola unidad.

En términos de la edad de lodo la eficiencia de remoción de la DBO está indicada en la figura 34, para las dos definiciones de edad de lodo. Nótese que para valores entre el intervalo que comprende el proceso convencional hay una buena correlación entre las dos curvas.



Sin Sedimentación Primaria, ○A-1, ◇B-1, y B-IV
 Con Sedimentación Primaria, ●A-2 y A-2V ◇B-2 y B-2V

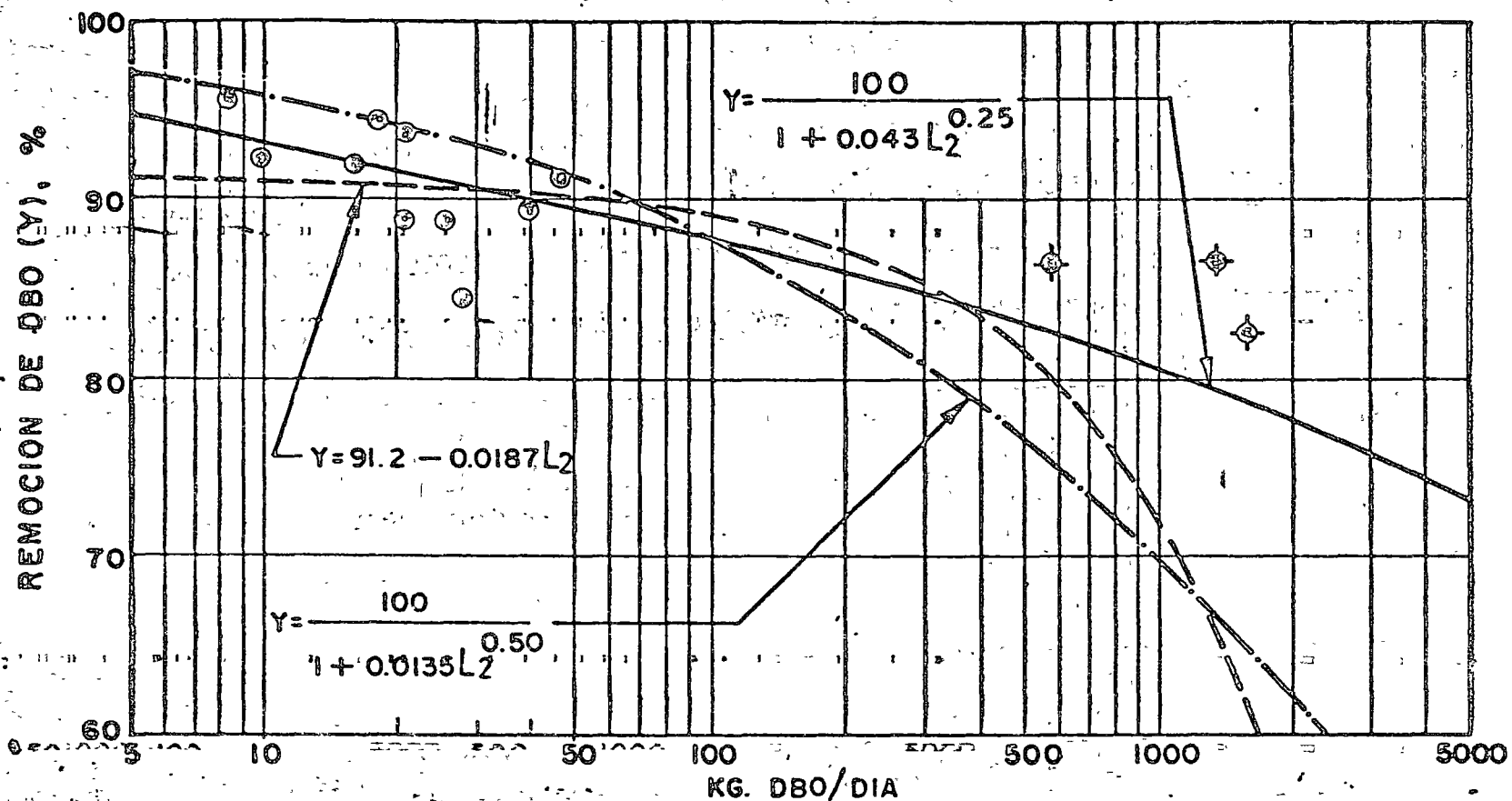
FIGURA 34 REMOCION DE DBO VS. EDAD DE LODO (34)

La eficiencia de remoción de la DBO en términos de carga orgánica L_2 está indicada gráficamente en la figura 35 para tres investigaciones diferentes. Nuevamente existe una buena correlación en la zona correspondiente al proceso de lodos activados convencional.

La eficiencia de remoción de la DBO en términos de carga orgánica L_4 está indicada gráficamente en la figura 36. Nótese que para la curva que corresponde a los datos de investigación del MSSD la definición del parámetro L_4 corresponde al valor inverso de la edad de lodos de Gould, EL_1 .

Los datos de los tres gráficos de eficiencia de remoción de la DBO presentados han sido encontrados bajo la suposición de una buena remoción de sólidos en el sedimentador secundario. En algunos casos las pruebas de DBO han sido determinadas en el efluente filtrado, para excluir la demanda de los sólidos en suspensión descargados en el efluente. En la figura 37 se indica la contribución de DBO por sólidos en suspensión en el efluente. Nótese que la curva decrece con la edad de lodos lo cual indica que para sistemas de alta respiración endógena hay menos demanda por unidad de sólido descargado. Esto es interesante calcular para sistemas de aeración extendida sin disposición de lodos en donde se mantiene un alto valor del licor mezclado y la eficiencia del proceso es supuestamente alta.

La eficiencia de remoción de sólidos en el sedimentador secundario ha sido expresada en términos de la carga superficial O.R. ($m^3/m^2/día$), el tiempo de retención en el aerador T.R. (horas) y el nivel de sólidos aplicados, SSLM (mg/L), por medio de la siguiente correlación experimental desarrollada por el laboratorio experimental de aguas de Cincinnati (8):



Sin Sedimentación Primaria

⊙ A-2 y A-2V,

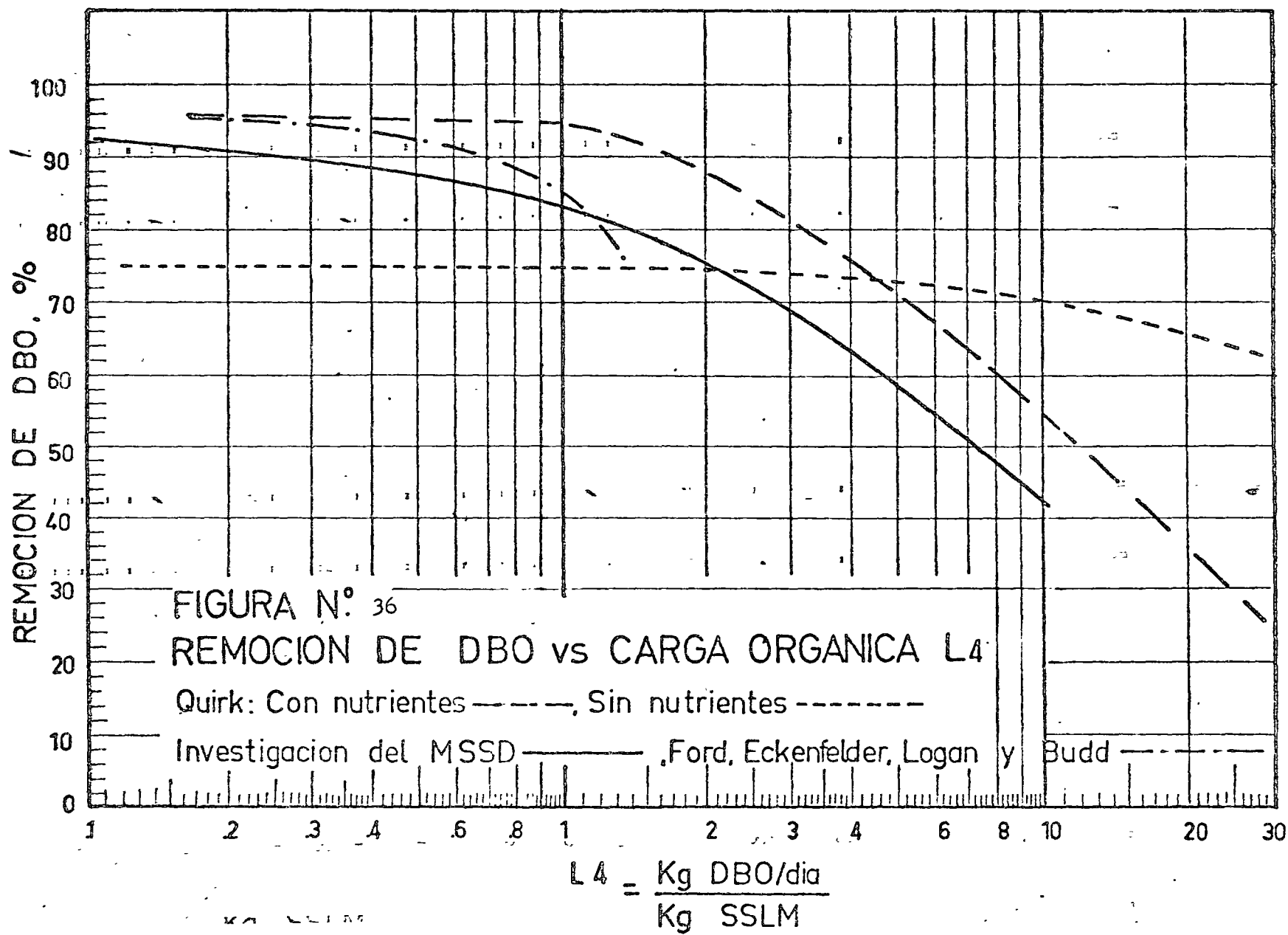
⊠ B-2 y B-2V

— Calculados de la Planta de Demostración (34)

- - - National Research Council Fórmula, SWJ (1946) p. 997

— Calculados con Datos de W.E. Stanley's SWJ (1949) p. 625

FIGURA 35 - REMOCION DE DBO. VERSUS L_2 , (34)



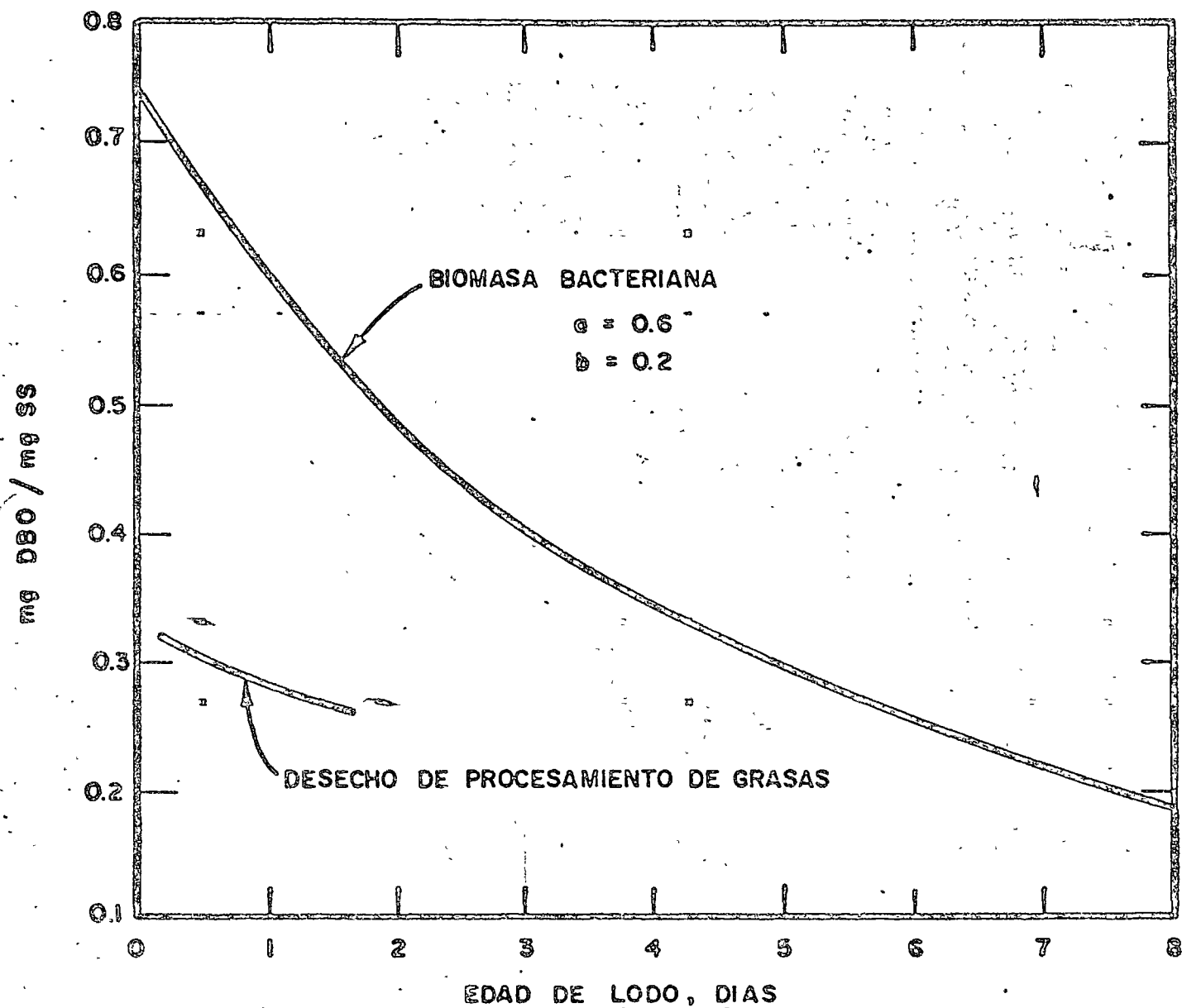


FIG. 37 PRODUCCION DE DBO POR SOLIDOS BIOLÓGICOS DESCARGADOS EN EL EFLUENTE

$$SS_e = \frac{2696.6 (OR)^{0.494}}{SSLM^{0.82} \times TR^{0.439}} \quad (39)$$

en donde

SS_e = sólidos en suspensión en el efluente, mg/L

Esta expresión ha sido representada gráficamente en las figuras 38, 39, 40 y 41 para varios valores de los parámetros indicados.

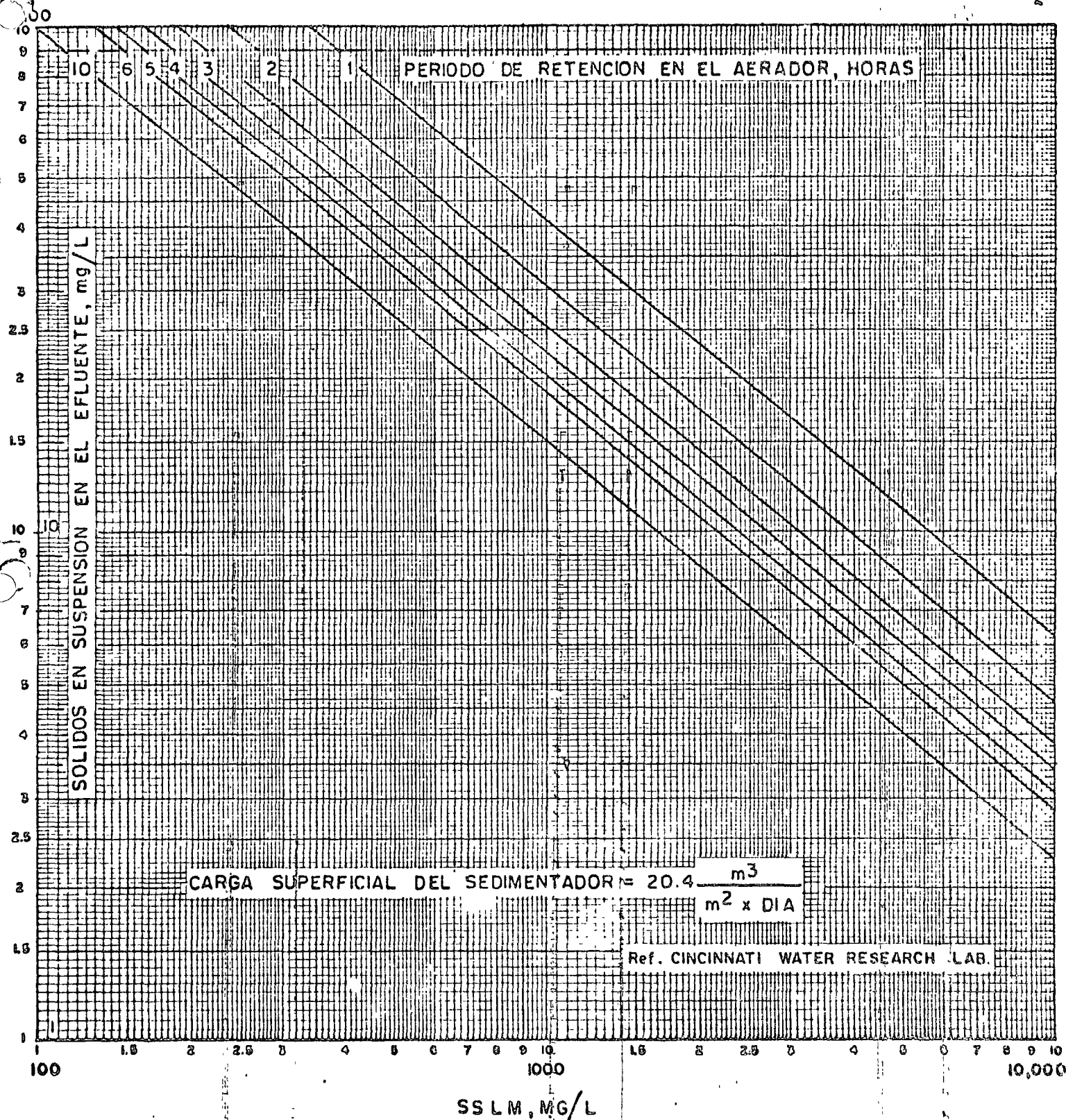


FIGURA N° 38 EFICIENCIA DE REMOCION DE SOLIDOS EN EL SEDIMENTADOR SECUNDARIO DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.

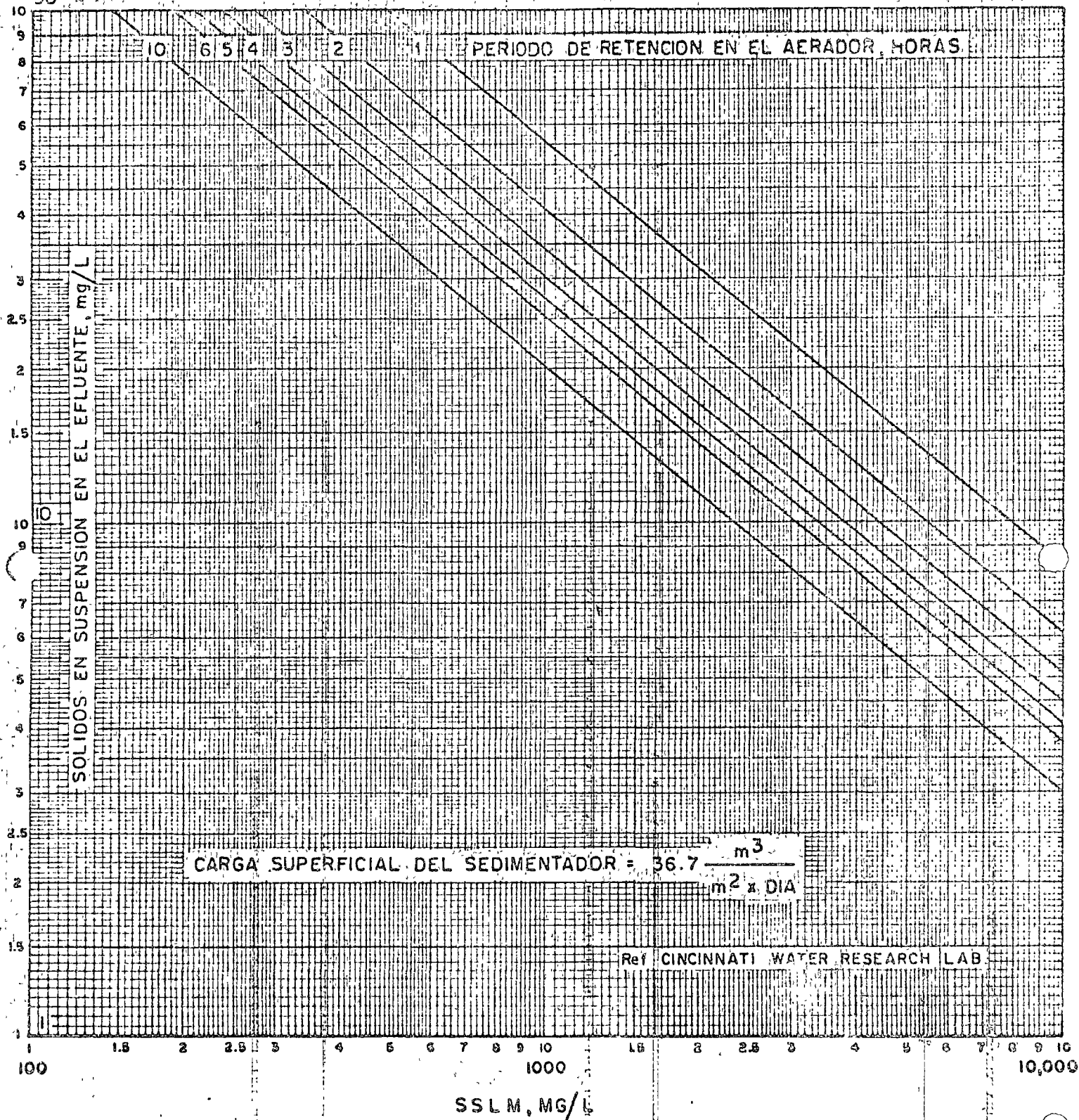


FIGURA N° 39 EFICIENCIA DE REMOCION DE SOLIDOS EN EL SEDIMENTADOR SECUNDARIO DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.

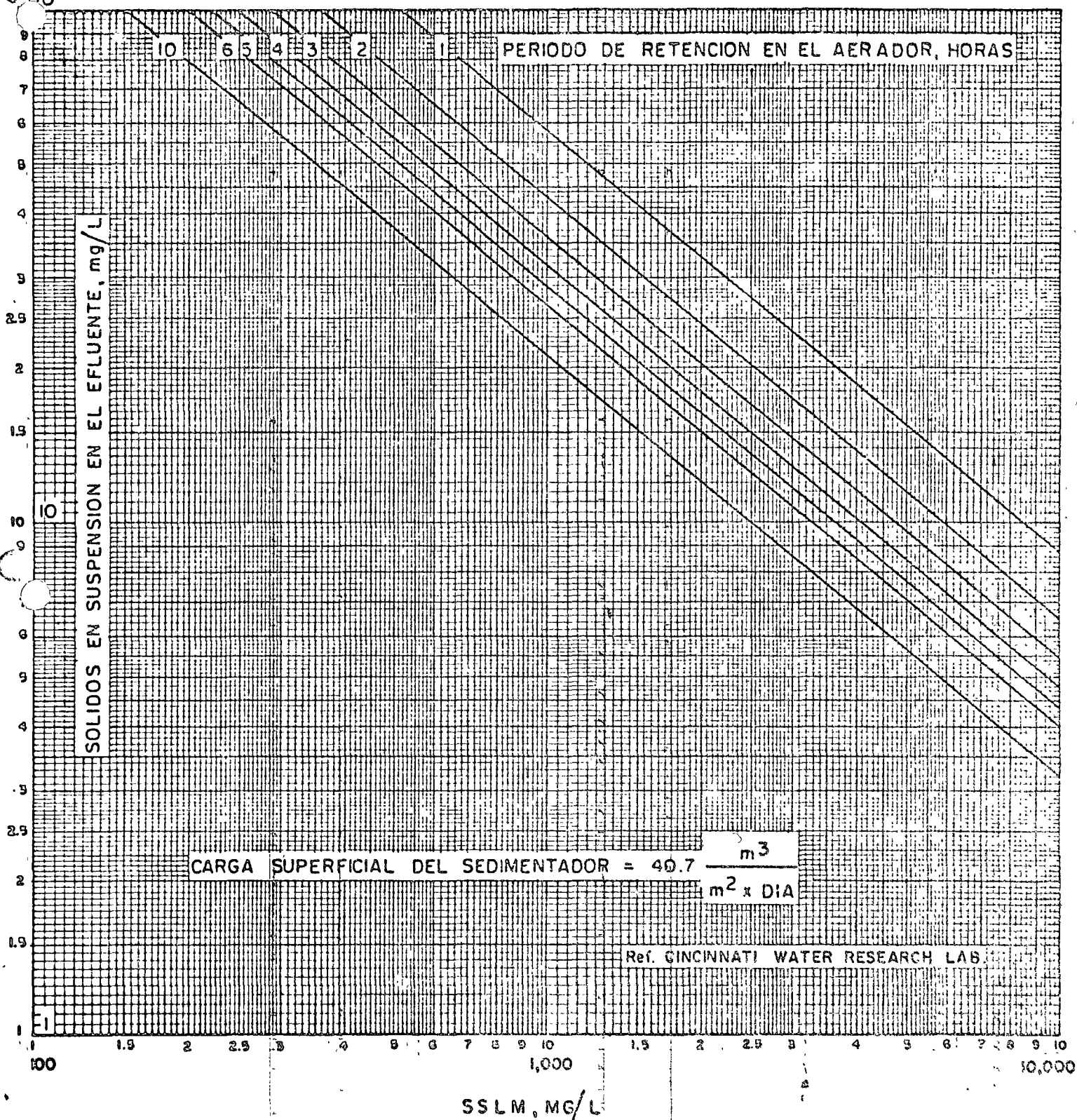


FIGURA N° 40. EFICIENCIA DE REMOCION DE SOLIDOS EN EL SEDIMENTADOR SECUNDARIO DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.

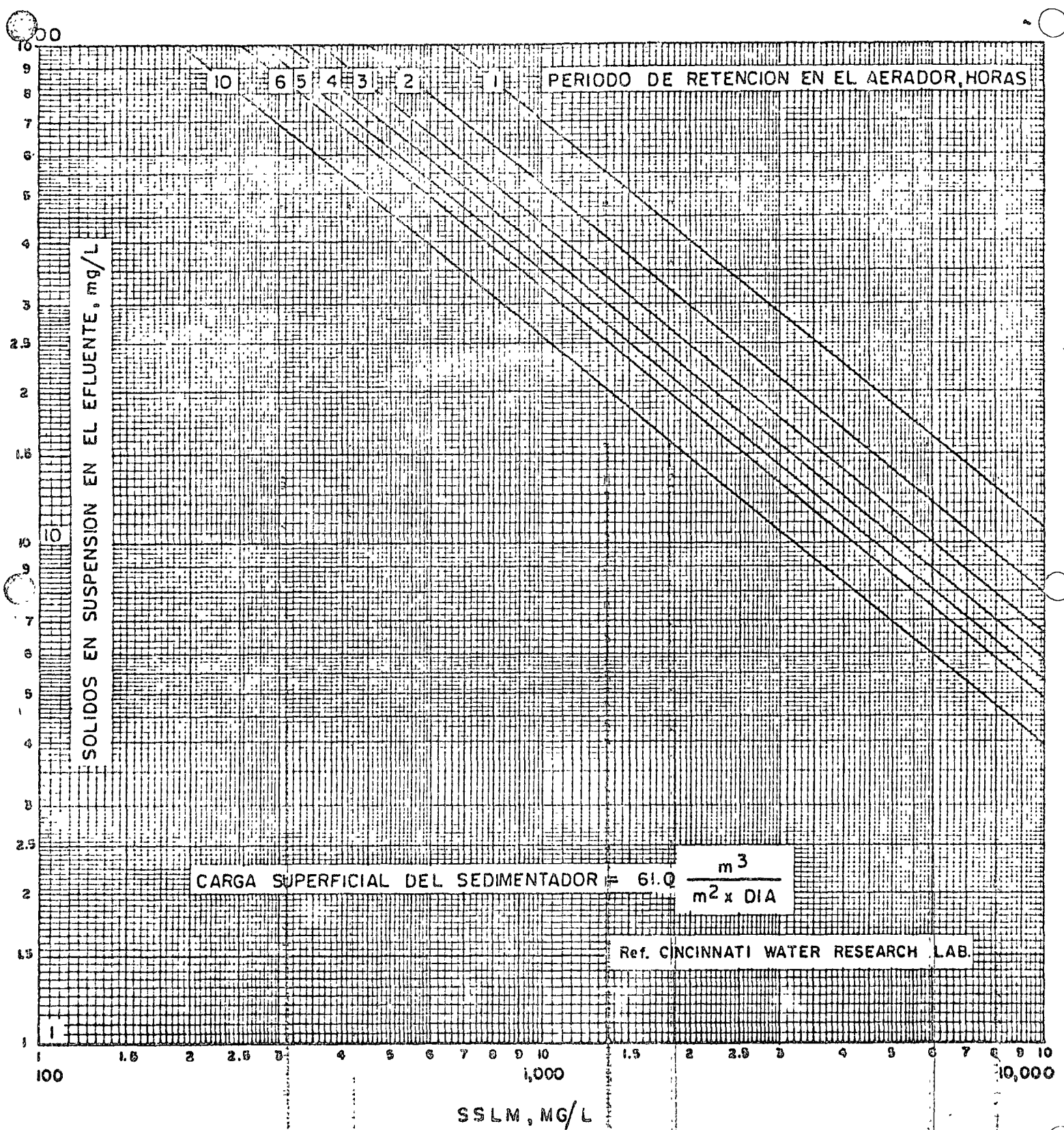
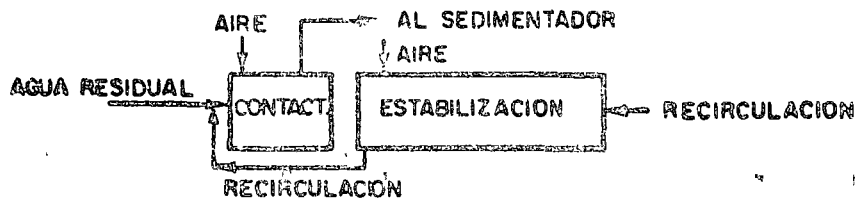


FIGURA N° 41 EFICIENCIA DE REMOCION DE SOLIDOS EN EL SEDIMENTADOR SECUNDARIO DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.

CONTACTO-ESTABILIZACION



LODOS ACTIVADOS CONVENCIONALES

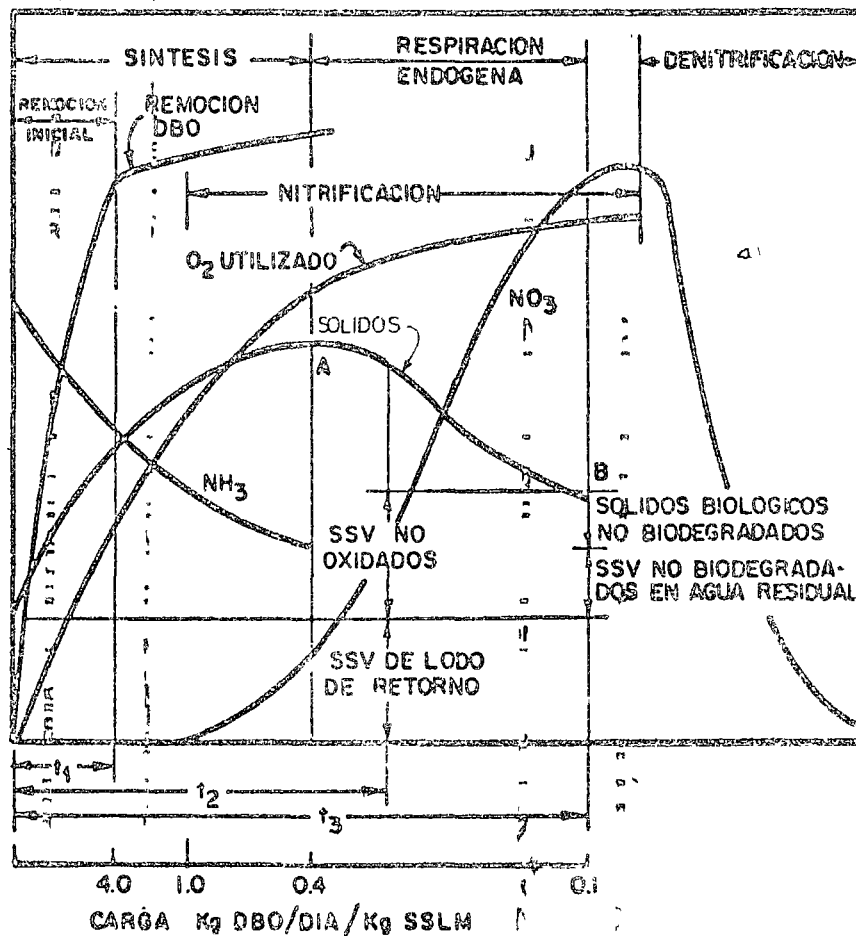
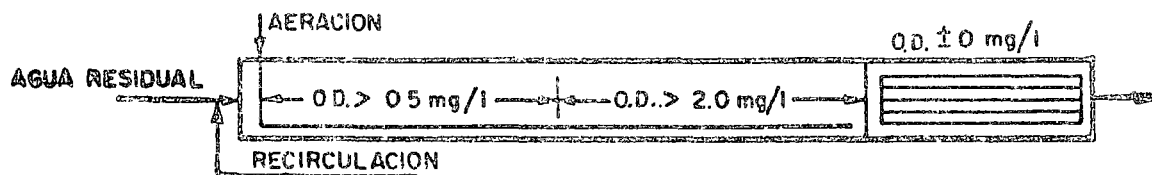


FIG. 42 REPRESENTACION ESQUEMATICA DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

m. Representación sumaria del proceso de lodos activados

El proceso de lodos activados ha sido representado esquemáticamente en la figura 42, para un intervalo de cargas que varía entre el proceso de alta capacidad al proceso de aeración extendida.

En la figura 43 se representa el proceso de contacto - estabilización para varios períodos en cada paso. Aquí puede notarse que para un tiempo de contacto de 15 minutos se requiere un tiempo de estabilización de 2.5 horas y se obtiene una eficiencia máxima de remoción del 80%. Para eficiencias mayores debe incrementarse el tiempo de contacto por ejemplo para 1.5 horas de tiempo de contacto se necesita un tiempo mínimo de estabilización de 1.1/4 horas con una eficiencia de remoción del 85%. Sin embargo para 4 horas de tiempo de contacto no se requiere estabilización debido a que síntesis y oxidación ocurre en el tanque de contacto transformándose el proceso en uno de lodos activados convencional.

En la figura 44 se ha representado gráficamente la remoción de la DBO, utilización de oxígeno, producción y destrucción de sólidos y balance de nutrientes en los procesos de oxidación biológica. Las siguientes ecuaciones se han usado como referencia:

- remoción de DBO en sistema a mezcla completa

$$\frac{L_a - L_e}{SSLM \times TR} = K \times L_e \quad (40)$$

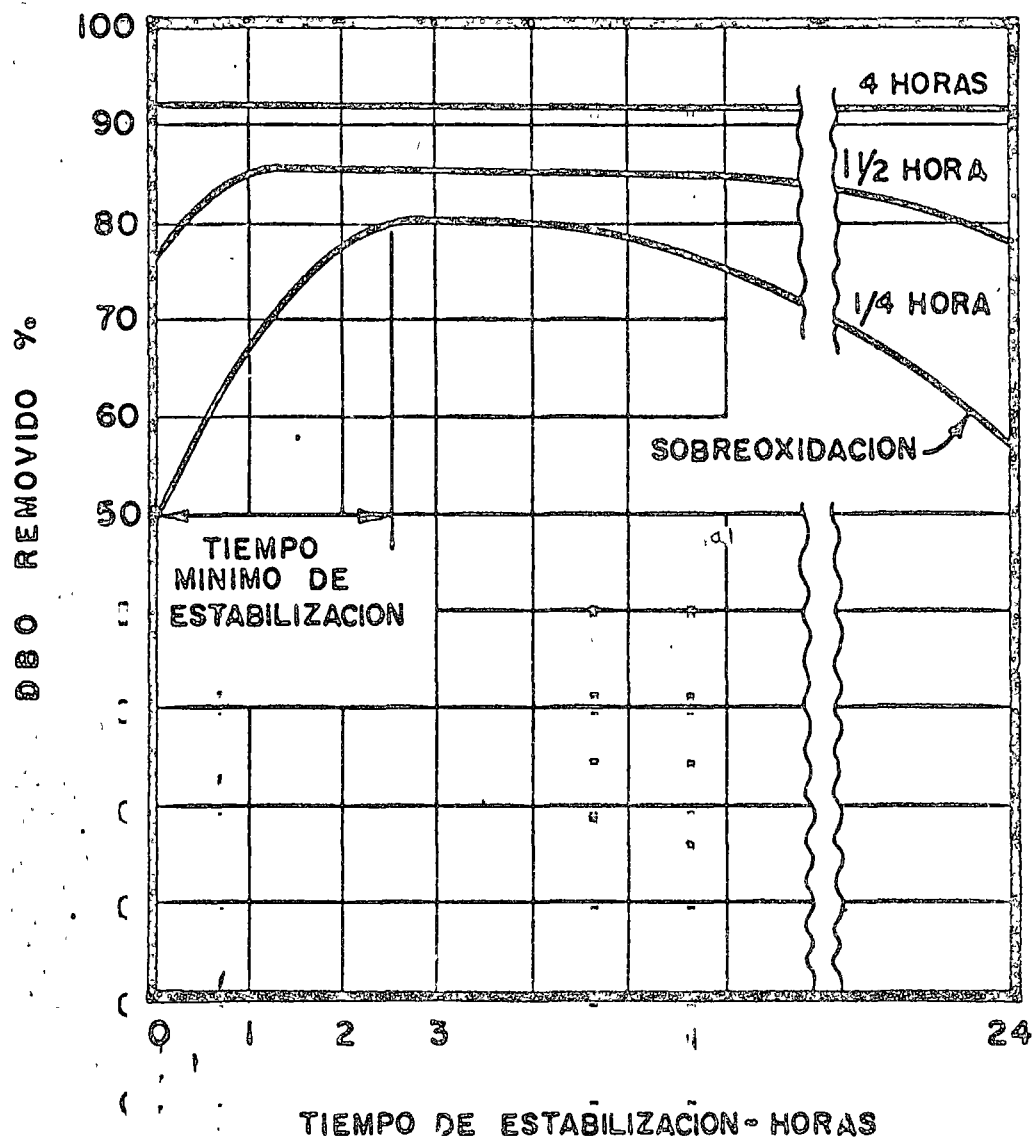


FIG. 43 REPRESENTACION ESQUEMATICA DEL PROCESO CONTACTO - ESTABILIZACION

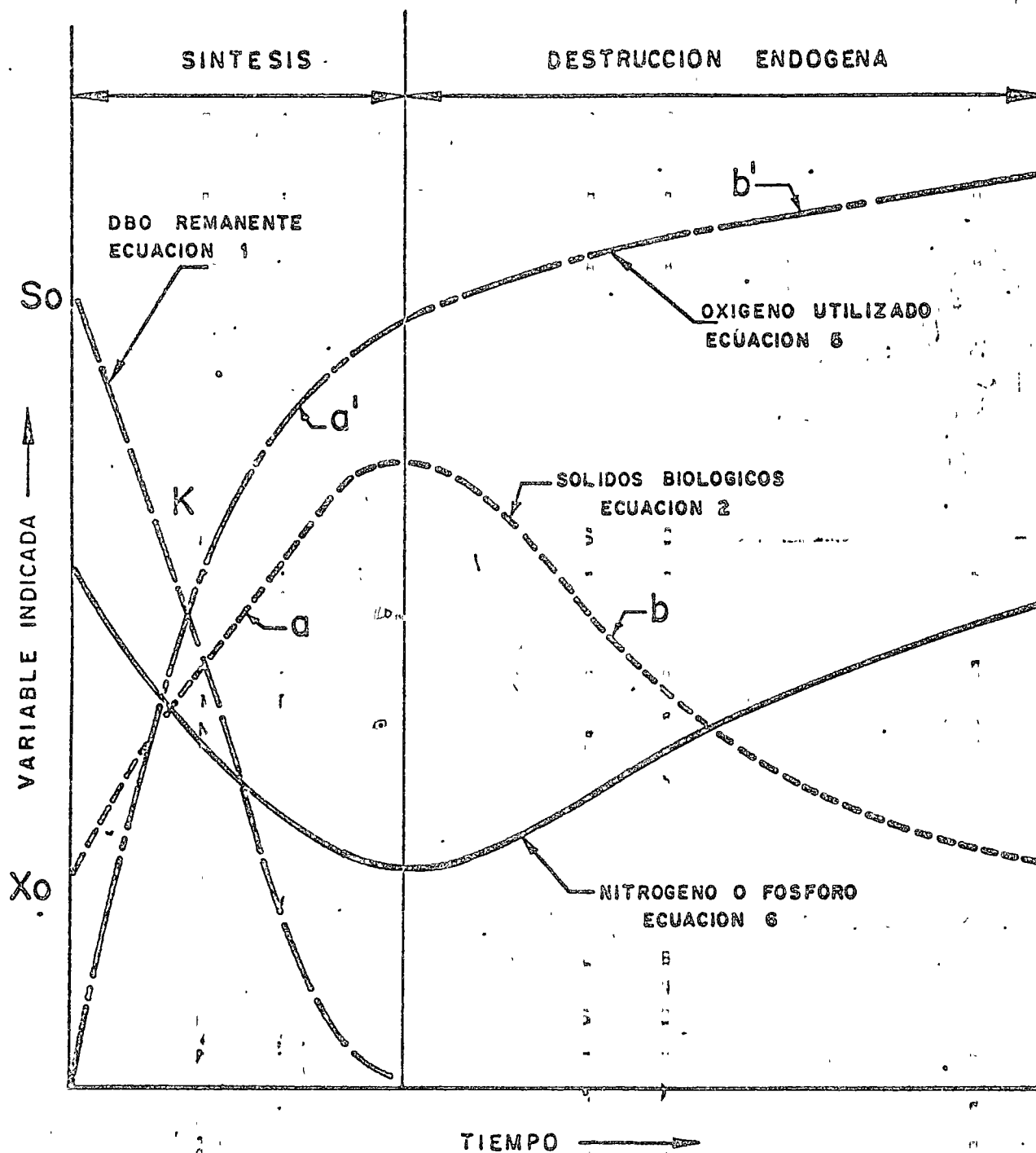
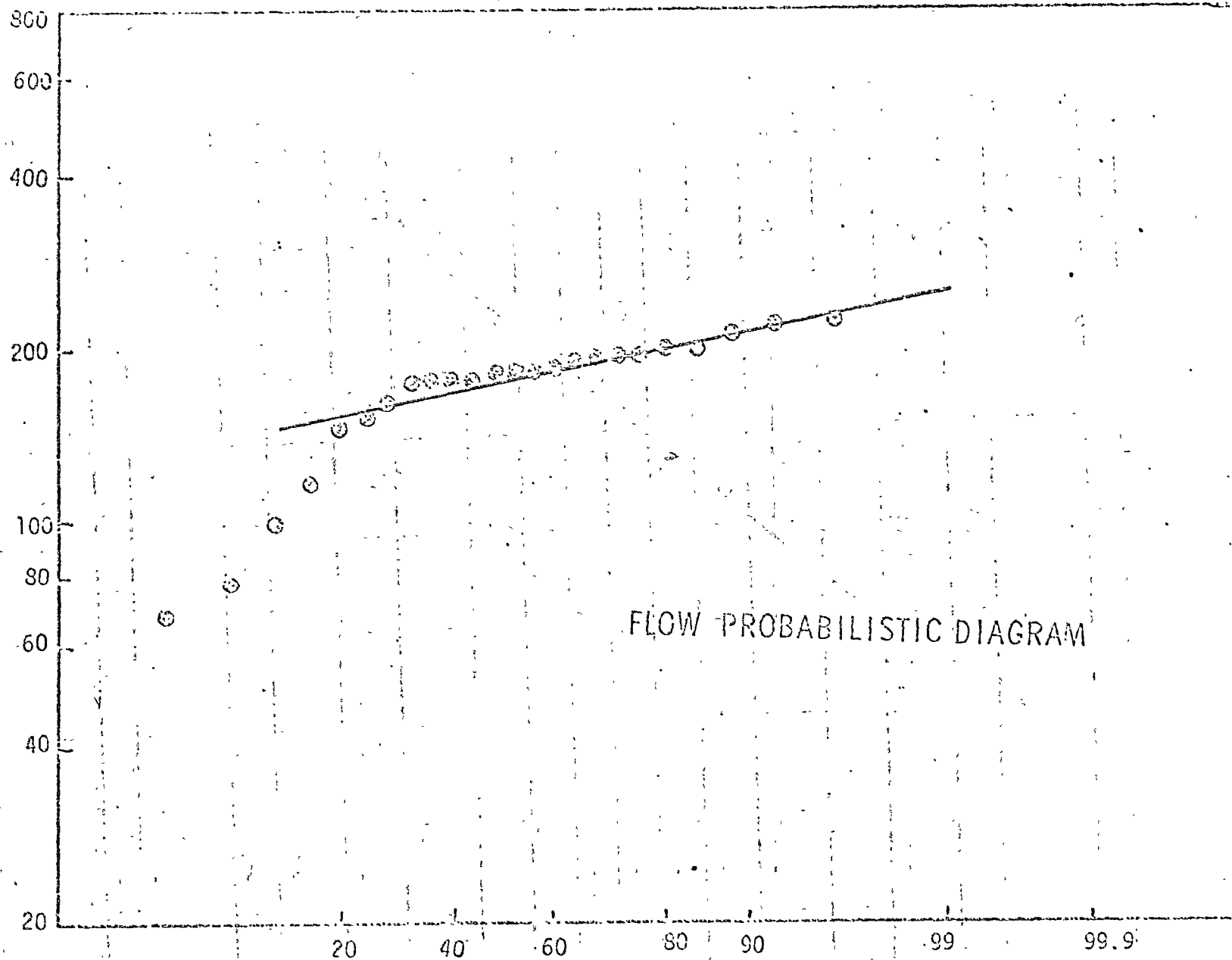


FIGURA N° 44 REPRESENTACION GRAFICA DE REMOCION DE D.B.O, UTILIZACION DE OXIGENO, SINTESIS Y OXIDACION DE SOLIDOS, Y BALANCE DE NUTRIENTES EN LOS PROCESOS DE OXIDACION BIOLÓGICA.

GAL/EBL BEER PRODUCED



FLOW PROBABILISTIC DIAGRAM

PERCENT OF TIME VALUE IS EQUAL TO OR LESS THAN

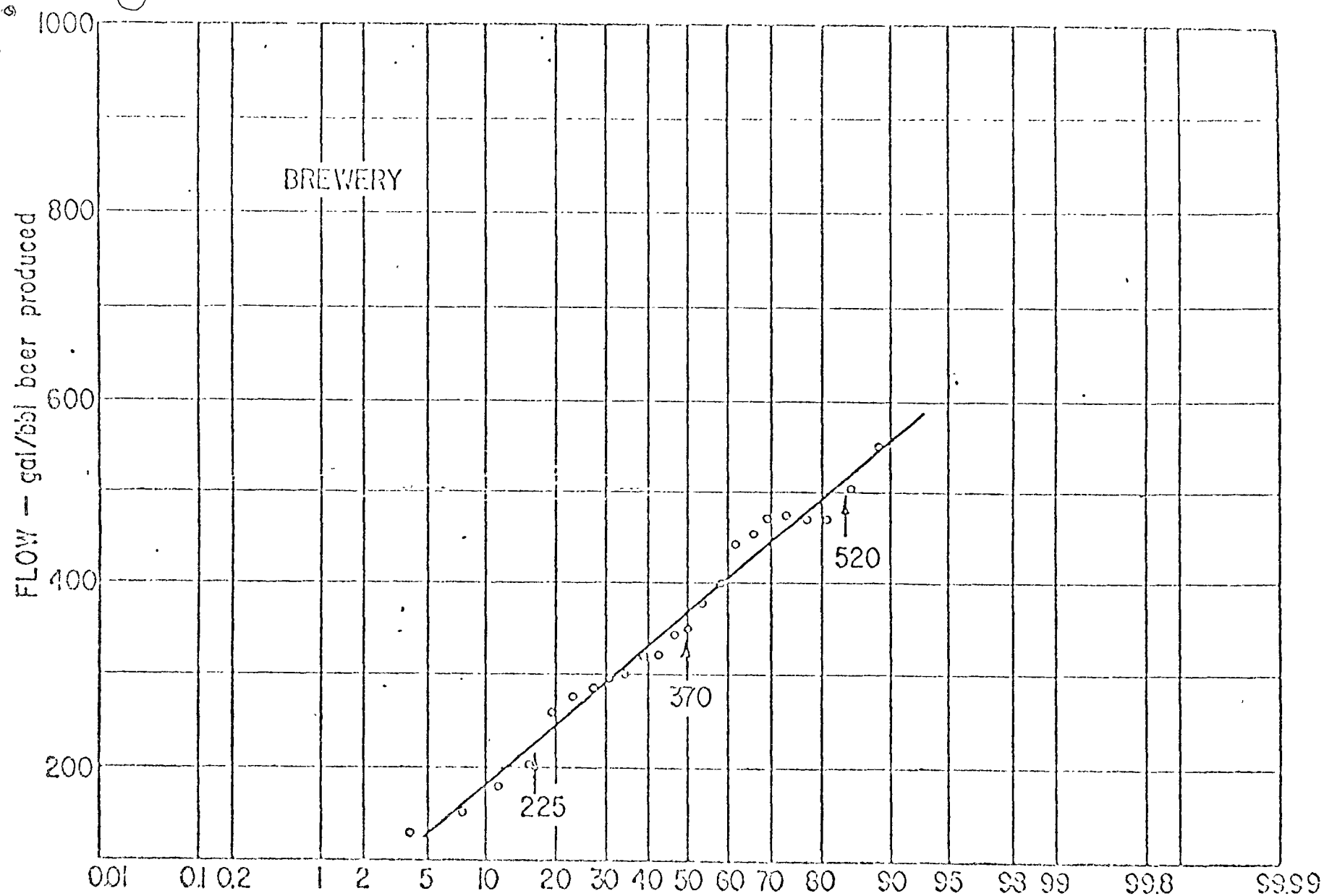


Figure 7
Percent of time value is equal to or less than

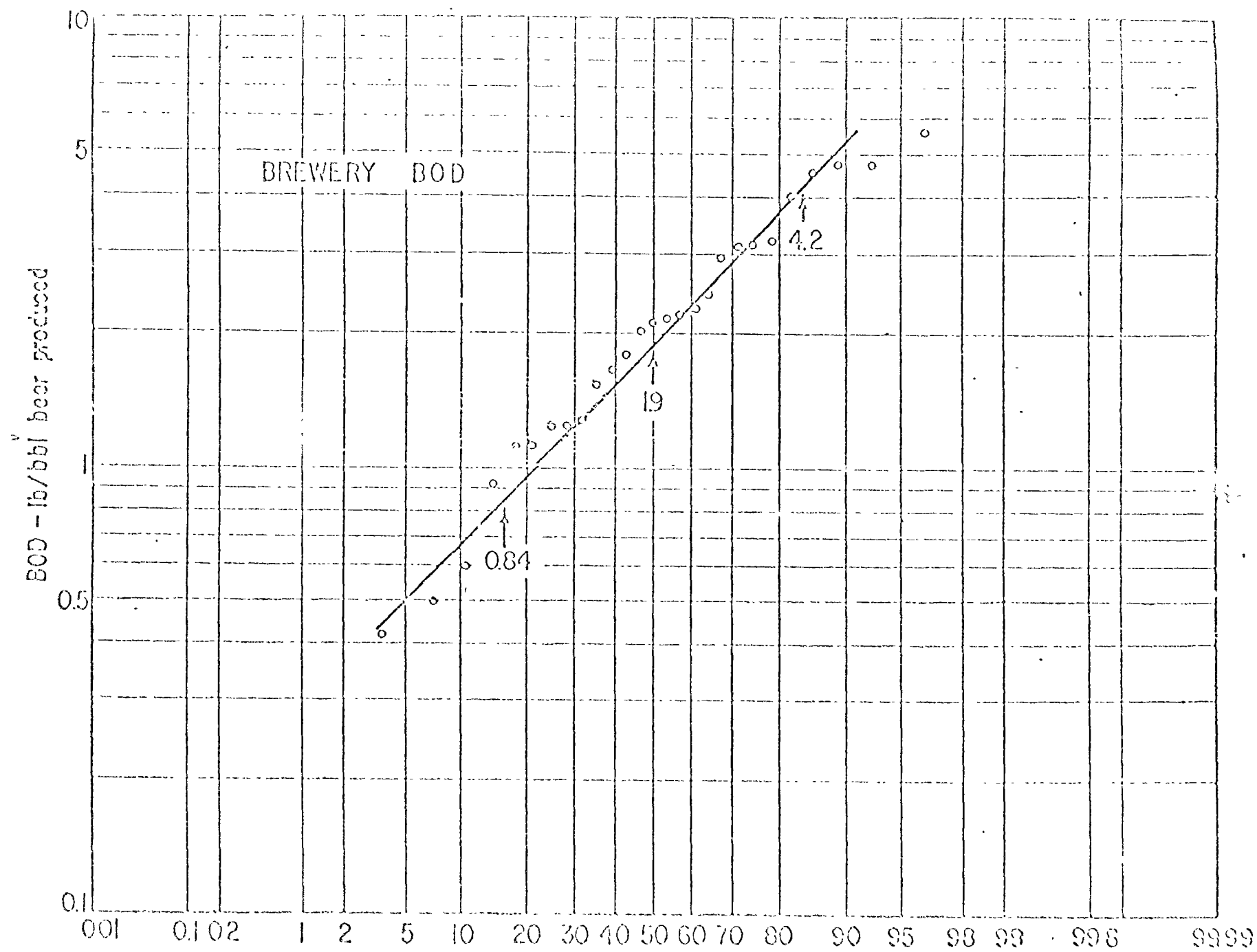
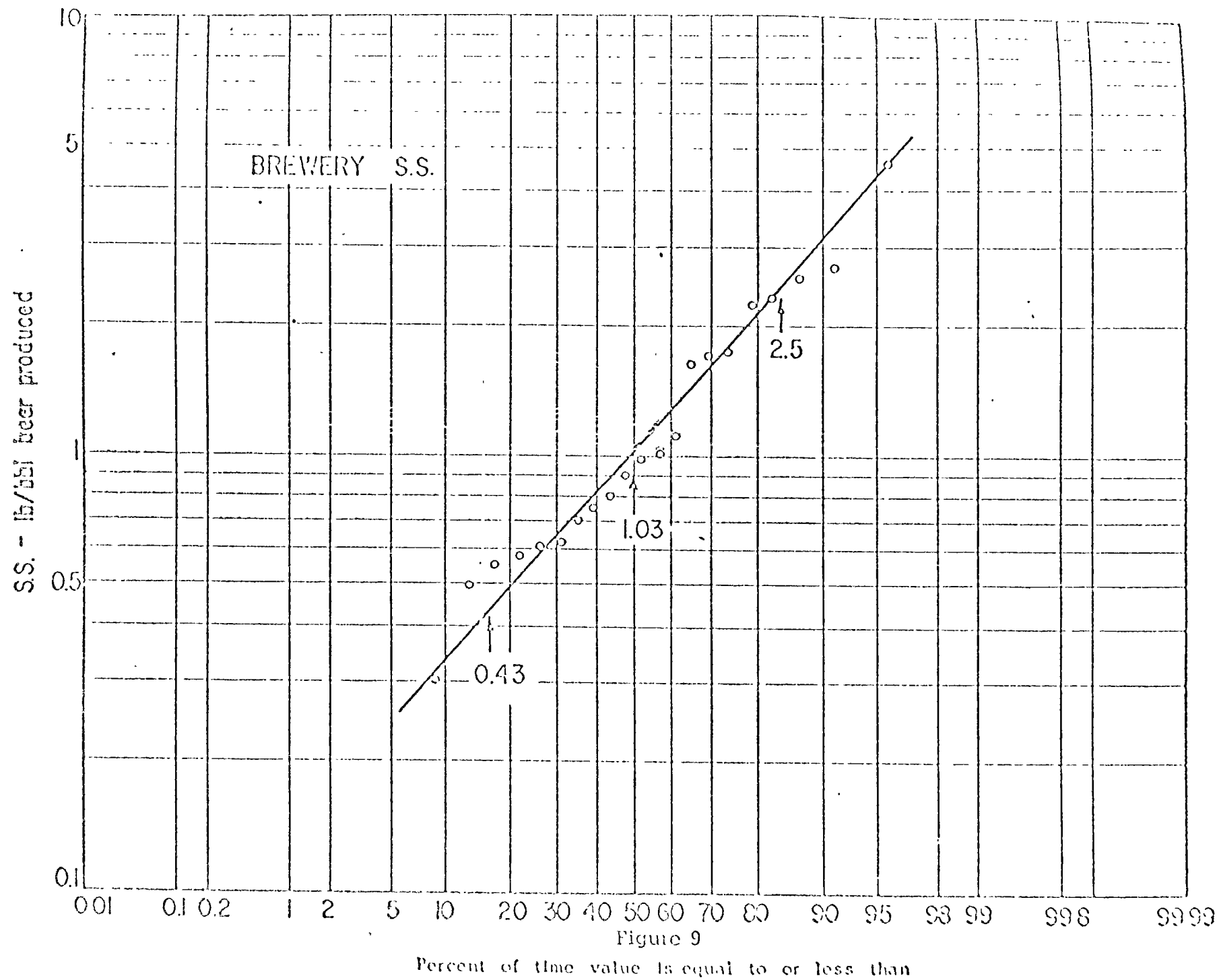


Figure 8
Percent of time value equal to or less than



WASTE CHARACTERIZATION

ANNUAL PRODUCTION 100,000 BDL

P>15

7.5<P<15

1.5<P<7.5

Process Low

9.1

8.5

6.7

Cooling Water Flow

2.0

.2

SS mg/l

770

760

620

COD mg/l

3,000

1,700

4,300

BOD mg/l

1,500

1,400

1,500

#BOD /BDL

3.8

3.3

2.8

pH

7.7

6.9

9.0

Process Temp° F

82

91

.68

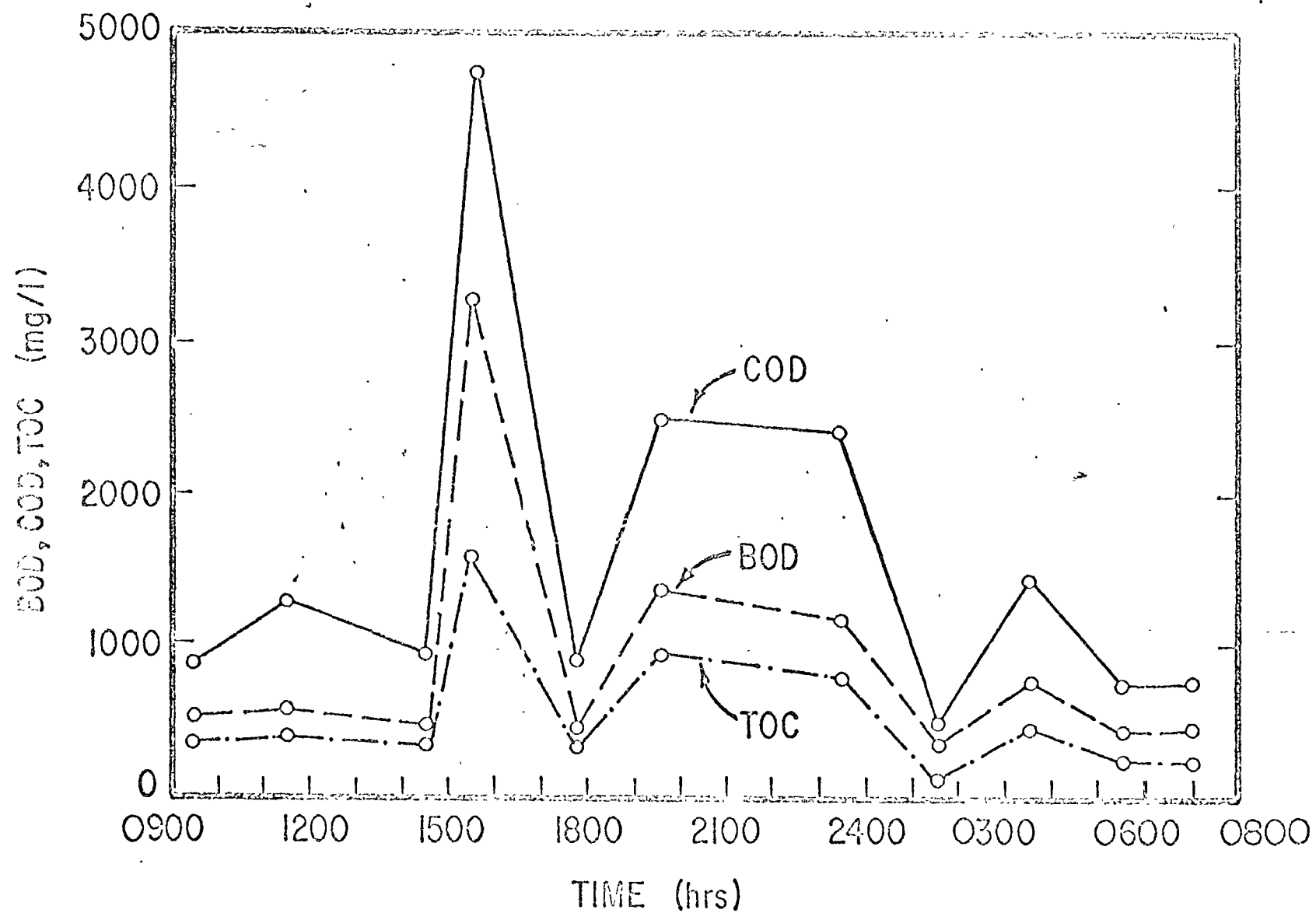


FIG. 1 (a) ORGANIC ANALYSES 24 HOUR SAMPLING

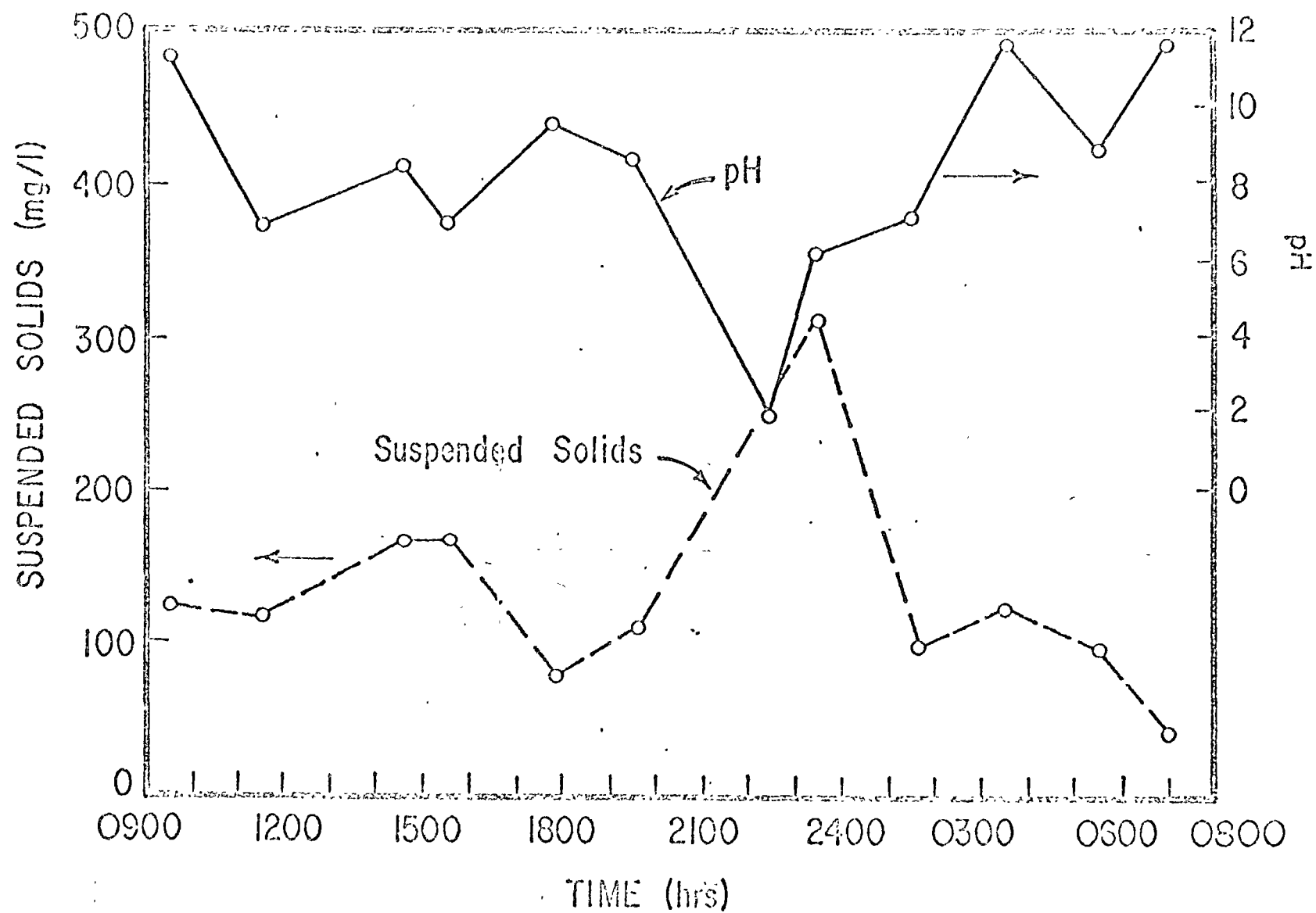


FIG. 1 (b) pH and TEMPERATURE ANALYSES 24 HOUR SAMPLING

BIOCHEMICAL OXYGEN DEMAND (mg/l)
TOTAL ORGANIC CARBON (mg/l)

CHEMICAL OXYGEN DEMAND (mg/l)

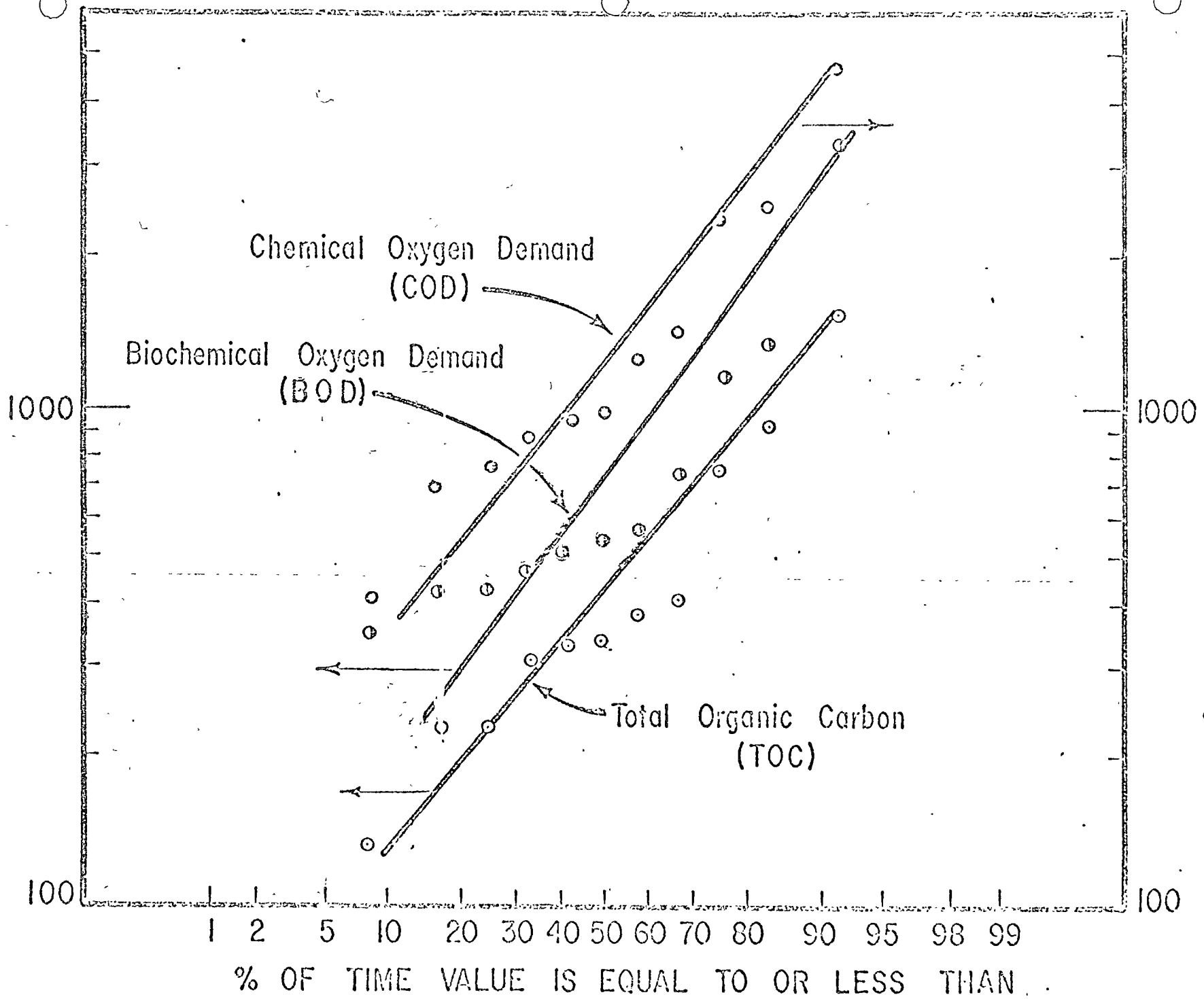


FIG. 2 ORGANIC ANALYSES - PROBABILITY PLOT

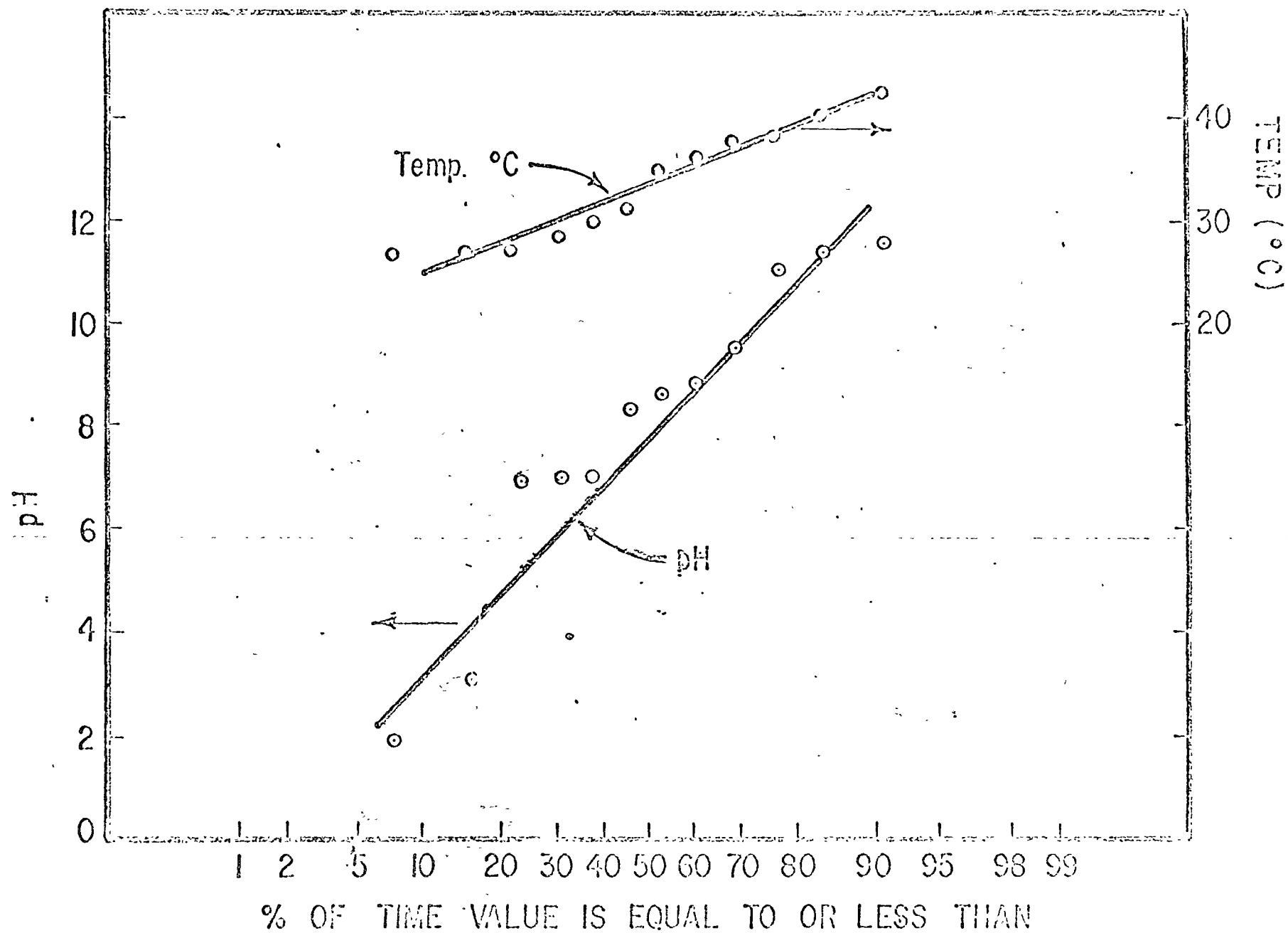


FIG. 4 TEMPERATURE AND pH - PROBABILITY PLOT

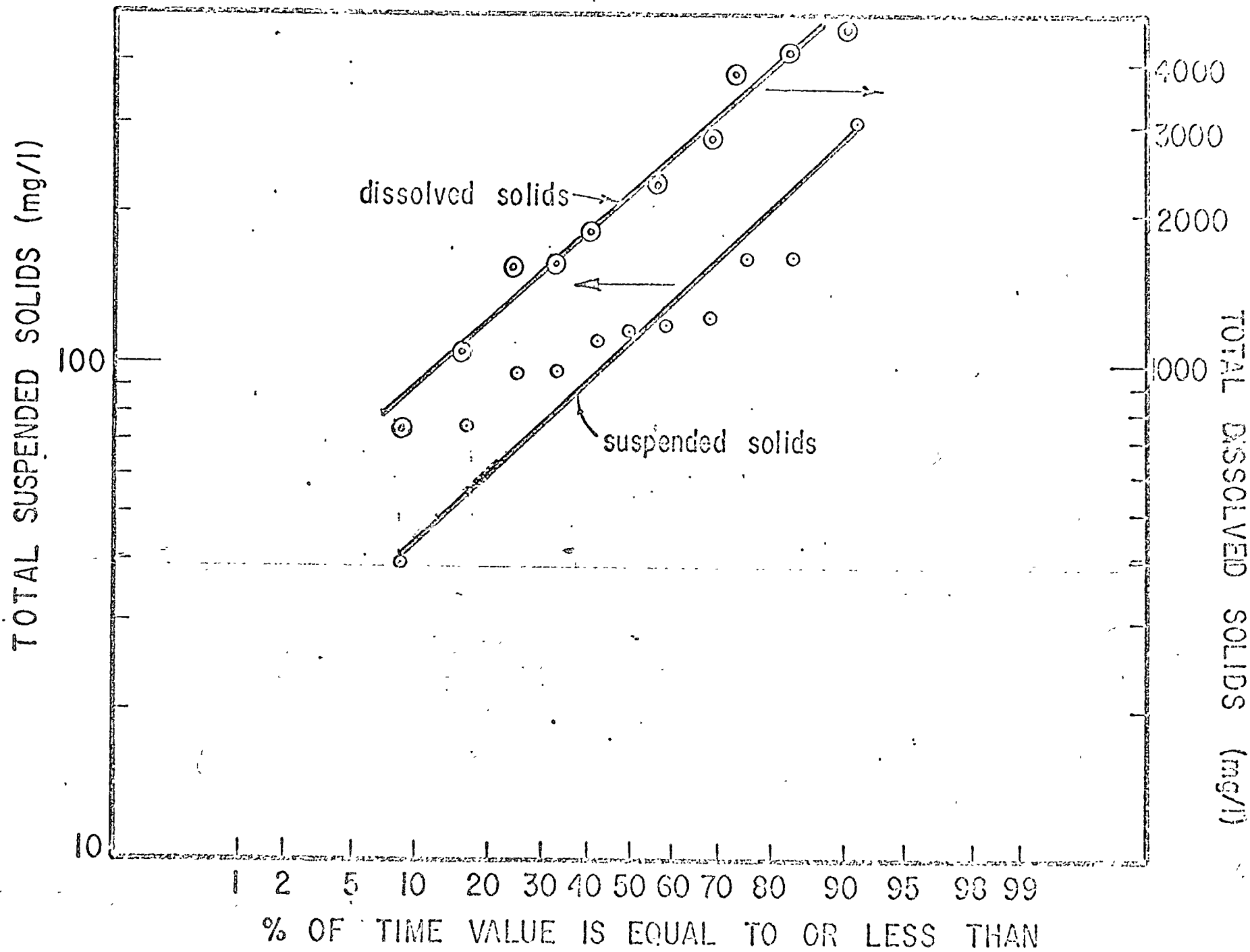


FIG. 3 SOLIDS ANALYSES - PROBABILITY PLOT

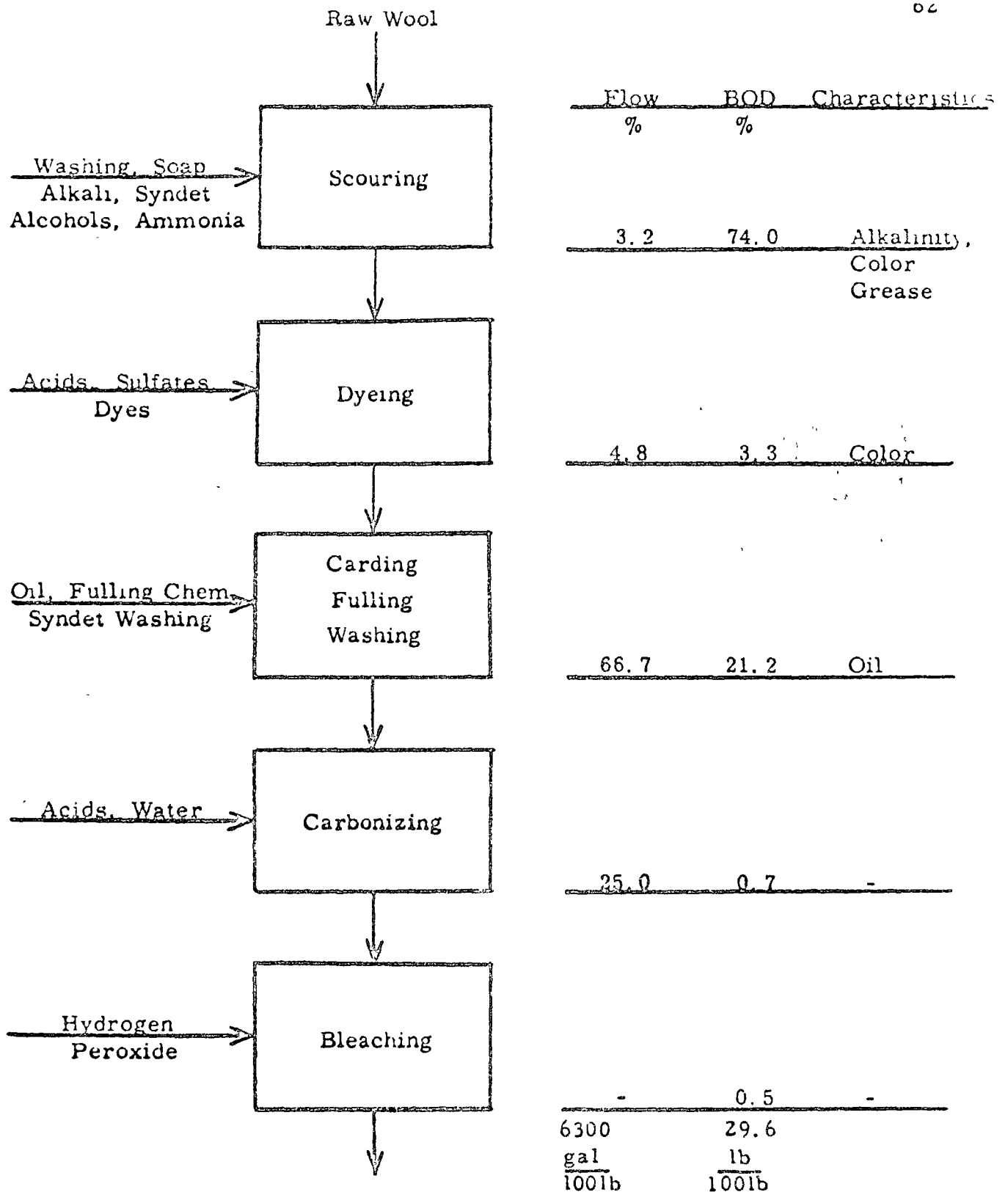


Fig. 18. Potential Pollution Sources - Wool Textile Industry (7)

(Prevalent Technology)

TABLE I-1 SIGNIFICANT POLLUTANTS

<u>FIBER</u>	<u>PROCESS</u>	<u>LIQUID WASTE POLLUTANT</u>	<u>POSSIBLE AIR POLLUTION</u>
Rayon	Chemical Preparation	Anti-static lubricants, Oil, Dye, Syndet (Synthetic Detergent)	Vapors
	Scour	Oil, Syndet, Anti-static lubricants	
	Scour and Bleach	Syndet H ₂ O ₂	
	Salt Bath	Syndet, Chloride or Sulfate	
Acetate	Chemical Preparation	Oil, Dye, Syndet, Anti-static lubricants	Vapors
	Scour and Dye	Anti-static lubricants, Sulfonated Oils, Esters	
	Scour and Bleach	Syndet, H ₂ O ₂ , or Chlorine	
Nylon	Scour	Anti-static lubricants, Soap, Tetrasodium Pyrophosphate, Soda, Fatty Esters	
	Developed Dispersed Dye	Dye, NaNO ₂ , HCl (dilute), Developer, Sulfonated Oils	
	Bleach	Peracetic Acid	

TABLE I-1 SIGNIFICANT POLLUTANTS (cont'd)

<u>FIBER</u>	<u>PROCESS</u>	<u>LIQUID WASTE POLLUTANT</u>	<u>POSSIBLE AIR POLLUTION</u>
Acrylic	Cuprous ion, Phenol Dye	Dye, Formic Acid Wetting agent, Phenol, Aromatic Amines, Glyoxol, Sulfates	Fumes
	Thermosol Padding Dye	Acid	
	Bleach	Chlorite	
	Scour	Syndet, Pine Oil	
Polyester	Scour	Anti-static lubricants, Chlorite or Hypochlorite, Non-ionic Syndet	Toxic Fumes & Odor Odor & Fumes Odor & Fumes Odor & Fumes Odor & Fumes Odor & Fumes Steam Fumes
	Thermosol Padding	Acid	
	Dye w/carrier	Monochlorobenzene, Hot Water, Dye	
		or Orthochlorobenzene, Dye, Hot Water	
		or Phenylmethylcarbinol, Hot Water, Dye	
		or Salicylic Acid, Hot Water, Dye	
		or Benzoic Acid, Hot Water, Dye	
		or Orthophenylphenol, Dye	
	High Temp. & Press. Dye	Hot Water, Dye	
	Bleach	Chlorite, NaNO ₂ , Acetic Acid, Oxalic Acid, Nitric Acid, Bisulfite, Proprietary Bleaches	

SIMPLIFIED SURVEYS OF FOUR MILLS

Cotton Mill¹

	mg/l	BOD mg/l	% of Total BOD
Groy-Goods Contribution			
Starch (desize)	176	104	70%
Natural impurities (kier)	81	31	21%
	257	135	91%
Process Chemicals With BOD			
Soap	33	46	31
Acetic Acid	131	42	28
Sodium hydrosulfite	272	15	10
Urea	205	18	12
Rhozyme LA	109	02	01
Tergitol NPX	151	03	02
Detergent MPX	28	01	01
	91.9	12.6	9%
Process Chemicals without BOD			
Caustic soda (100%)	514	0	0
Sodium bicarbonate	63	0	0
Sodium hypochlorite	57	0	0
Sodium chloride	35	0	0
Sulfuric acid	32	0	0
Sodium silicate	16	0	0
Sodium carbonate	14	0	0
Phosphoric acid	11	0	0
Hydrogen peroxide (30%)	7	0	0
Sodium chlorite	6	0	0
	755	0	0
	1104	148	100%

Cotton-Synthetic Mill²

	mg/l	BOD mg/l	% of Total BOD
Groy-Goods Contribution			
Synthetic sizing	40	20	9%
Starch (desize)	200	140	62%
Natural impurities (kier)	neg	0	—
	240	160	71%
Process Chemicals with BOD			
Acetic Acid	26	14	6%
LAS detergent	7	11	5%
Print paste solvent	100	24	11%
EDTA	29	8	3%
Sodium hydrosulfite	38	8	3%
Rhozyme	88	2	1%
ABS detergent	7	1	—
	288	67	30%
Process Chemicals Without BOD			
Sodium chloride	752	0	0%
Hydrogen peroxide (30%)	68	0	0%
Sodium hydroxide	25	0	0%
Hydrochloric acid	24	0	0%
Sodium carbonate	21	0	0%
Zinc sulfate	20	0	0%
Sodium tri-poly phosphate	18	0	0%
Sodium silicate	12	0	0%
Magnesium chloride	8	0	0%
Sodium sulfate	5	0	0%
Sodium nitrate	5	0	0%
Potassium permanganate	2	0	0%
	960	0	0%
	1488	227	101%

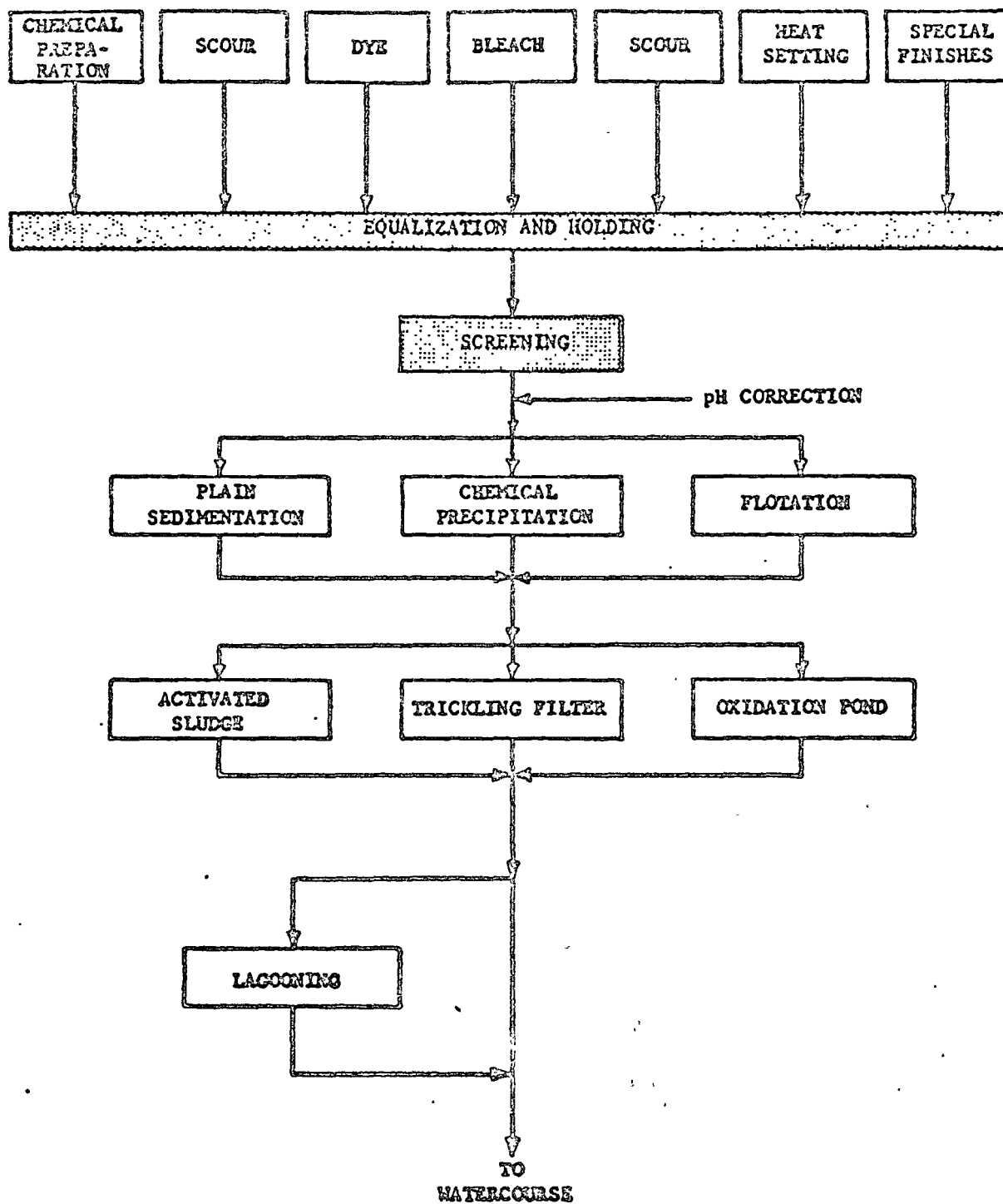
Viscose Rayon Velvet Mill³

	mg/l	BOD mg/l	% of Total BOD
Groy-Goods Contribution			
Anti-stat lubricant	16	12	8%
Gelatin size	60	40	27%
	76	52	35%
Process Chemicals with BOD			
Detergent	53	46	31%
Lubricant-penetrant	34	12	8%
Resin finish (waste)	150	28	19%
Acetic acid	19	12	8%
	256	98	65%
Process Chemicals without BOD			
Sodium chloride	588	0	0%
Sodium sulfate	108	0	0%
Sodium phosphate	36	0	0%
Sodium hydrosulfite	24	0	0%
Hydrogen peroxide (35%)	12	0	0%
	768	0	0%
	1100	150	100%

178,000 gal & 96 lb BOD per 1000 lb of cloth
 130,000 gal & 38 lb BOD per 1000 lb of velvet
 125,000 gal & 47 lb BOD per 1000 lb of cloth
 160,000 gal & 425 lb BOD per 1000 lb of finished wool

Woolen Mill⁴

	mg/l	BOD mg/l	% of Total BOD
Groy-Goods Contribution			
Grease, suint, dirt	3,000	500	61%
Process Chemicals with BOD			
Soap	152	236	28%
Acetic acid	24	15	2%
Pine oil	10	11	1%
Carding oil	10	2	<1%
Spinning oil	8	1	<1%
Detergents	90	60	7%
	294	325	39%
Chemicals without BOD			
Soda ash	340	0	0
Sodium phosphate	10	0	0
Sulfuric acid	4	0	0
Chrome mordant	20	0	0
Sodium sulfate	8	0	0
	382	0	0
	3676	625	100%



I.W.P. NO. 4
SYNTHETIC TEXTILE FINISHING
WASTE TREATMENT FLOW CHART-SIC 2262
PLATE 3

Prepared for F.W.P.C.A.

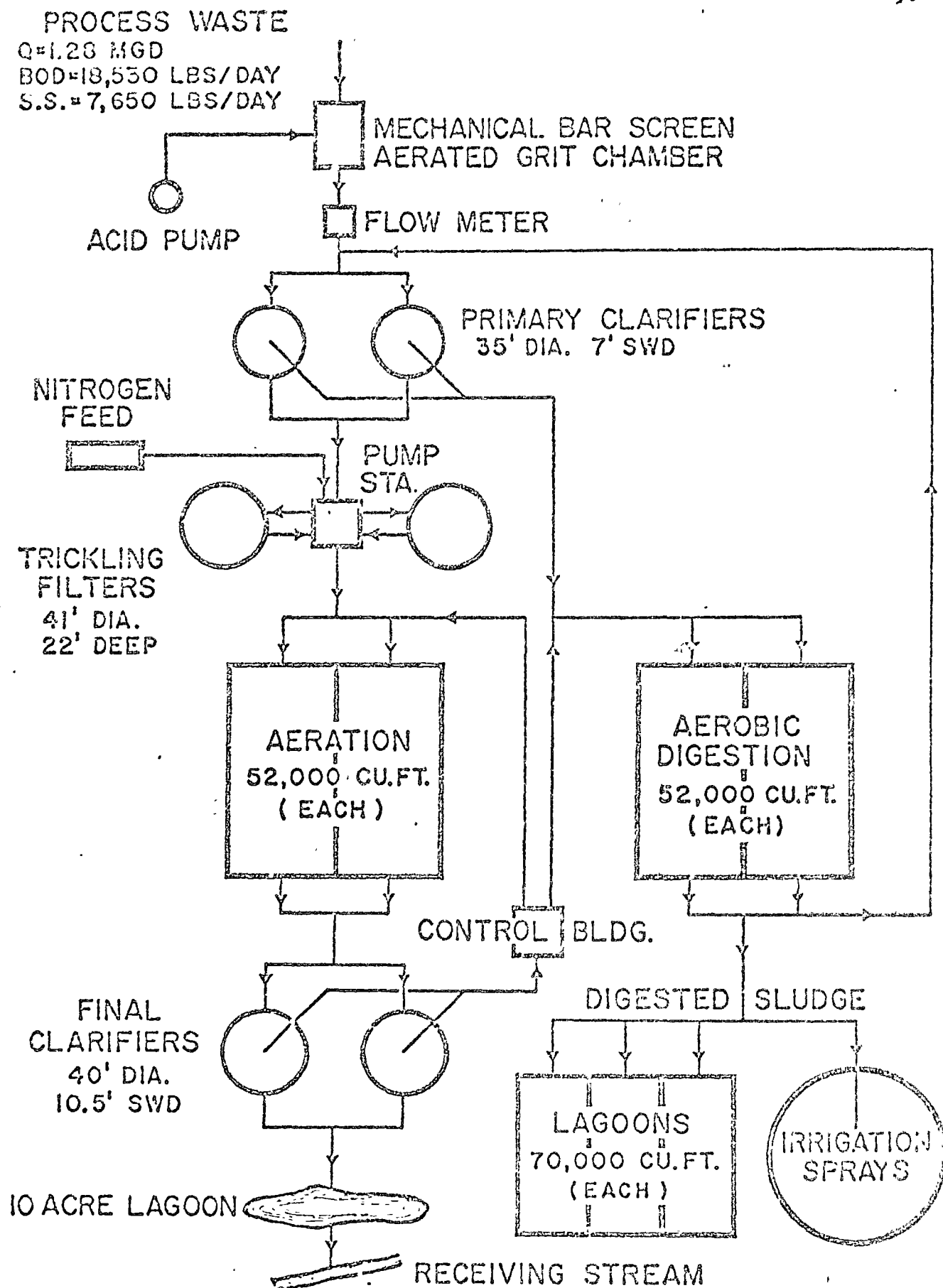


FIGURE 2

TREATMENT PLANT FLOW DIAGRAM

TABLE 3

Analysis of Grab Samples from Kier Process at Finishing Plant
Chicopee Manufacturing Company

Date	Time	Sample Identification	pH	Total Alkalinity, mg/l as CaCO ₃	Chemical Oxygen Demand, mg/l
8/7/73	8:30 p.m.	1st wash, Grey Bin #4	5.8	464*	11260
	9:25	1st wash, Grey Bin #4	5.7	232*	
	10:30	1st wash, Grey Bin #4	5.9	76*	
	5:00	1st wash, Grey Bin #3	5.3	536*	
	6:00	1st wash, Grey Bin #3	5.2	292*	9856
	8:15	2nd wash	2.2		854
	9:05	2nd wash, Grey Bin #3	2.9		
	10:05	2nd wash, Grey Bin #3	3.8	32*	
	8:05	Acid Dump	3.4	248*	
8/8/73	10:00 a.m.	Acid Dump, Grey Bin #2	3.8	724*	1832
	1:20	Bleach Dump, Kier #2	9.8	330	511
	6:20	Bleach Dump, Kier #1	10.2	600	
	5:20	1st wash, Grey Bin #2	6.0	233*	10560
	6:55	Grey Bin #2	5.7	301*	
	11:00	Wash, Grey Bin #2	2.9	310*	298
	12:00	Wash, Grey Bin #2	3.6	48*	
8/9/73	5:40 a.m.	Boil Dump, Kier #1	13.6		14150
	10:00	Wash after Boil, Kier #1	10.1		294
	1:45	1st Wash, Grey Bin #1	5.3		7720
	3:40	Wash, Grey Bin #1	5.2		2170
	6:10	2nd wash, Grey Bin #1	2.2		
	7:20	1 1/2 hr @ last wash	4.4		
	5:45	Acid dump, Grey Bin #1	3.6		8100
	9:00	1st wash, Grey Bin #2	4.7		11200
	10:30	Wash, Grey Bin #2	4.9		3860
	1:30 p.m.	Acid dump, Grey Bin #2	1.6		
	3:00	Wash, Grey Bin #2	2.7		
	9:30	Wash, Grey Bin #2	2.7		551
8/10/73		Boil Dump, Kier #2	11.0		6070
		Bleach Dump, Kier #4	12.4		
	1:10 a.m.	1st wash, Grey Bin #3	11.1		6980
	3:05	End 1st wash	5.2		
	5:20	Acid dump	2.0		1660
	6:20	Start 2nd wash	2.4		589
		Last wash	5.2		

*Indicates total acidity

TABLE 6

Analysis of Composite Samples of Effluent from Equalization Pond
Chicopee Manufacturing Company

Date	pH	Total Suspended Solids mg/l	Volatile Suspended Solids mg/l	Chemical Oxygen Demand, mg/l	Biochemical Oxygen Demand, mg/l	Total Alkalinity, mg/l as CaCO ₃	Ammonia Nitrogen mg/l as N	Total Phosphate mg/l as P
8/6	10.9	229	115	1059	1020	502	4.2	
8/10 to 8/11	9.2	112	112	607	600	216		
8/12		224	224	1950		154	1.7	
8/13		222	212	563			1.5	
8/15				1104				
8/16				1288				
8/17	10.1			1582				
8/29	10.9	240		1398	600		2.0	15.2
8/30	10.4	227		1288	620	380	1.5	13.0
8/31	11.0	232		1730	600		2.2	12.2

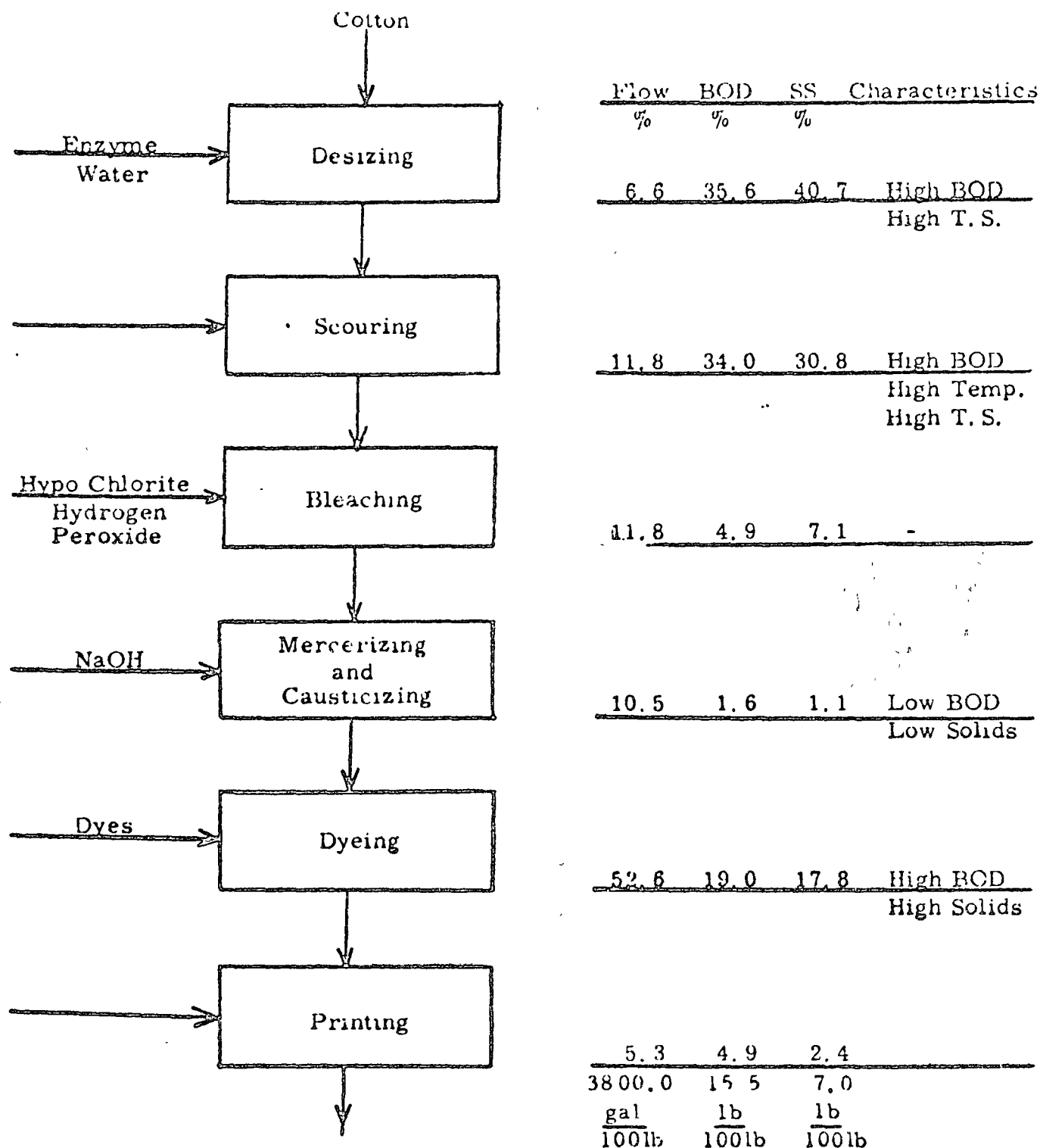


Fig. 17. Potential Pollution Sources - Cotton Textile Industry (7)
(Prevalent Technology)



INTRODUCTION

The main pollutants from petroleum products are hydrocarbons which, due to their inherent properties, have the peculiarity of being increasingly noxious as they disperse.

Although a dense surface discharge may look spectacular, it can be collected relatively easily (except at sea), while, paradoxically, a long-standing discharge which has had time to become emulsified is ultimately more harmful.

Oil removal must, accordingly, include both oil collection systems and treatment processes ensuring the destruction of finely-dispersed hydrocarbons.

This paper will deal with the physical and the physical/chemical processes of oil removal, used not only with refinery effluents but also with effluents from the mechanical engineering industry and from garages.

1. General situation of pollution by petroleum products

1.1. Nature of the pollution

This pollution is not composed solely of hydrocarbons, and a distinction should be drawn between mineral and organic pollution.

- mineral pollution :

(a) suspended solids: sands, clay, pitch,

(b) dissolved solids: salts, NaCl, sulphides, ammonium hydroxide.

- organic pollution composed of:

. hydrocarbons, oxygenous or ammoniacal compounds:

(a) free oils

(b) chemically-emulsified oils

(c) mechanically-emulsified oils

(d) hydrocarbons and various compounds in solution (aromatic hydrocarbons) ;

. or various oxygenous or nitrogenous compounds:

. however, hydrocarbons constitute the most characteristic element among the pollutants and the one most frequently encountered. This element is often incorrectly called "oil" although this latter term can relate to oxygen compounds and in general denotes non-soluble products.

1.2. Scale of problem of pollution by hydrocarbons

The two most important causes of pollution are: discharges at sea during the deballasting of petrol tankers, and discharges from refineries to watercourses or coastal areas.

- transport of crude by oil tankers:

This gives rise to systematic losses due to deballasting operations or to accidental losses.

(a) deballasting waters

Their discharge entails crude losses of the order of 1% of the cargo, which is pollution on an enormous scale and of a persisting nature. The "load on top" process, or the discharge of dirty waters into a slop tank provided on board for separation treatment is recommended and would mean that waters discharged would be almost completely separated but, in actual fact, governments take no steps to enforce the use of this treatment, and crews are left to do as they please.

(b) Torrey Canyon type accidents

- handling and processes in refineries

(a) losses of 10 to 100 tons per day of hydrocarbons, of which more than 95% are recoverable for an average refinery.

(b) volumes of water discharged of the order of:

- 15 to 20 m³ per ton of crude
(coastal refineries)

- 0.3 to 0.8 m³ per ton of crude
(inland refineries)

For example the recovery of 40,000 m³ of slops per year is possible in de-oilers at a refinery treating 6 million tons of crude.

1.3. Effects of pollution by hydrocarbons

- Surface pollution by oil slicks

The destructive effects are the result of the presence of a slick which may vary in thickness, but which is impervious to the air. They are:

(a) Fouling of banks, disagreeable appearance and odour

(b) fire risks

- dispersed pollution

There is the creation of a strong chemical oxygen demand complemented by a certain biological demand giving rise to the gradual disappearance of dissolved oxygen and the increased fixation of organic compounds in animal tissues.

2. Discharge standards and methods of measurement

2.1. General standards

Whilst an international regulation, recognised only by certain countries, defines an absolute hydrocarbon content limit of 100 mg/l in deballasting waters discharged more than 50 miles from land and under certain conditions of ship's speed, discharges into waterways are governed by national standards only and these are mostly complicated and involve a large number of criteria.

In most countries, nevertheless, the discharge of reasonably neutral waters (pH 6.5 to 8.5 or 9.5) is required; these should contain very few suspended solids (SS of the order of 10 to 50 mg/l) should be free from solvents or toxic compounds (cyanides, chromates, hexavalents, etc), and should not exceed a maximum temperature (in general 30°C).

The particularly interesting standards for petroleum discharges are those relative to the COD, to the BOD₅, to hydrocarbons and to phenols.

2.2. COD (chemical oxygen demand) in mg/l "

Sulphides	0.2 g O ₂ /g
Phenols (carbolic acid)	2.3 g O ₂ /g
Thiocyanates (SCN ⁻)	2.2 g O ₂ /g
Cyanides	2.9 g O ₂ /g
Thiosulphates	0.6 g O ₂ /g
Pyridine	3.0 g O ₂ /g

In a petroleum effluent, the measured COD is chiefly constituted by the hydrocarbons and, after physical oil separation in the physical/chemical treatment process, the residual COD of the water can be in the order of 50 to 150 mg/l according to the content in this water of aromatic hydrocarbons or ammoniacal salts.

Precautions are to be taken when analysing to avoid any interference due to chlorides which should be precipitated prior to the measurement. In the general case, French Legislation imposes an average COD of 90 mg/l, and a maximum of 120 mg/l, values which are reduced to 50 and 80 mg/l in the proximity of a drinking water intake.

2.3. BOD₅ (5-day biological oxygen demand) in mg/l

This is the quantity of oxygen in mg/l consumed biologically to purify the water in 5 days at 20°, in darkness, and with seeding if necessary.

The measurement of the BOD₅ of petroleum effluents is difficult for three reasons:-

- they are adsorbed on the seeded biological sludges, blocking their activity.

- the toxic compounds present with the hydrocarbons can inhibit the biological process.

It can even be said that the BOD, even if there is one, is not measurable.

On the contrary, after intensive de-oiling, the free hydrocarbons are eliminated and the BOD can be measured. Low values are then measured in the absence of oxygen compounds, which is the case for rain-water from paved areas, but not for process waters.

The actual relation between certain organic compounds and the BOD₅ is the following:-

Phenol (carbolic acid)	1.8 g O ₂ /g
Acrylonitrile	0.7 g O ₂ /g
Diethanolamine	0.2 g O ₂ /g
Glucose	0.8 g O ₂ /g
Methanol	0.85 g O ₂ /g

In domestic waters or sewage there exists a statistical relationship between the two BOD values and the COD.

$$\frac{\text{BOD}_{21}}{\text{BOD}_5} \# 1.46 \text{ and } \frac{\text{COD}}{\text{BOD}_5} \# 1.46$$

which signifies that $\text{BOD}_{21} \# \text{COD}$.

These relationships are obviously not found in industrial waste effluents, which are very much specific cases. On the contrary, if there are non-degradable organic substances in these waters, we shall have $\text{COD} \text{ BOD}_{21}$.

French legislation imposes in the general case an average BOD_5 of 30 mg/l and a maximum of 40 mg/l, values which are reduced to 15 and 20 mg/l in the proximity of a drinking water intake.

2.4. Hydrocarbons

Their measurement presents a considerable problem of evaluation which is linked to the difficulties of obtaining an exact average sample, to the absence of a particular method of measurement for hydrocarbons which can be rapidly carried out on site, and to the variation of the results obtainable from the different tests using the same methods.

Also, we draw attention to the relative and uncertain character of all performances indicated for a given oil separator when they are not accompanied by sampling conditions, and above all by the methods of measurement.

Compliance with discharge standards for hydrocarbons often rests on control by the gravimetric method, using other extraction of the oils in a hydroxide precipitate, dried at 105°C when the ether is evaporated and the collected oil weighed (or by the API-731/53 method, or the direct benzene extraction method). These methods do not, however, determine the proportion

This assumes knowledge of the efficiency of extraction of a given mixture (of the order of 85% for the aliphatics and 20% for aromatics). Apart from the appreciable losses by azeotropic entrainment, the accuracy of the method is not of the order of magnitude required for the amounts normally to be measured.

The infra-red absorption method, standardized by the API under the reference no. 733/58, involves an extraction with CCl_4 and measurement of the infra-red absorption in a wavelength band of 3 to 3.5 microns. This sensitive method only determines the aliphatics which represent 70 to 100% of the hydrocarbons, measures the CH_3 and CH_2 groups, which can be characteristic of organic compounds other than hydrocarbons, and detects the aromatics with difficulty, or not at all.

This method is much more satisfactory than the previous one and underestimates the amount of pollution by a much lesser degree.

The nephelometric methods should facilitate the construction of simple automatic controllers. They include optical measurements either direct on the oily water from a difficult process, or indirect on an emulsion of oils in a solvent. This latter method is however impeded by the difficulty of separating the water from the oil-solvent mixture by simple gravity, and centrifuging is necessary.

Ultra-violet fluorescence methods of measurement can be used for hydrocarbon contents in solution or in emulsion of 1 to 10 mg/l, and are particularly sensitive to aromatics.

Automatic control equipment is based on one of the two latter groups of methods and requires constant verification of the sample analysis reference

Finally, the determination of the total organic carbon is a third method resorted to at the present time; this is also subject to uncertainties (validity of the micro-sampling) but permits overall measurements of all the dissolved organic compounds and is consequently capable of cross-checking and interpreting the COD measurements at the discharge points; the average hydrocarbon contents tolerated are from 3 to 10 mg/l, which are measured according to one of the two preceding API methods. As it is known that these values are erroneous, the proviso limiting the COD becomes predominant, as this latter systematically acknowledges the very soluble aromatics practically ignored by the preceding methods.

2.5. Phenols

They generally originate from steam cracking operations and their elimination from waste waters is desired, not so much because of their relative toxicity, but because of the specific and disagreeable tastes induced by their formation - even in the form of phenol chloride traces - in drinking waters, during sterilization by chlorine or its derivatives.

Phenols are present in effluents in the form of carboic acid, cresols and other compounds, which are determined mainly by the amino-antipyrine method.

Discharge standards, which are different in every country, generally impose limits of 0.1 to 1 mg/l.

3. Physical processes of oil separation

These are the processes not employing coagulation by the addition of soluble reagents.

3.1. Oil collectors

Their aim is to collect oil already assembled on the surface of a water, and not to ensure this assembly, a point which is sometimes misunderstood from the documentation relative to certain apparatus.

They can be separated into two groups according to their method of operation:

- where the oil collection is clearly static, that is to say, it takes place locally at the extraction point with the oil slick displaced naturally solely under the influence of the forces of gravity and of viscosity,

- where the oil collection is clearly dynamic, that is to say it still takes place locally, but with a highly-accelerated displacement of the oil slick, due to outside factors which create other carrying forces.

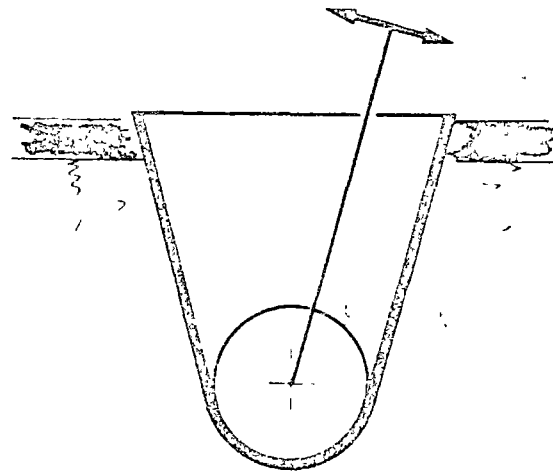
3.1.1. Static collectors

- the most conventional form is the surface collection channel consisting either of an adjustable channel pneumatically or manually controlled, or of a fixed overflow channel which must be fed by a scraper mechanism, and which is particularly suitable when grease and floating substances are present.

This form does not allow the separation of oils without simultaneously carrying off a large proportion of water, which subsequently it will be necessary to eliminate.

1. STATIC COLLECTORS

1. Adjustable channel



2. Fixed channel



3. Belt-type collector

- the alternative discontinuous collection method of using the difference of level between oil and water surfaces in a liquid and the direct suction of pure oil, is employed in the Doris-Legris equipment.

3.1.2. Dynamic collectors

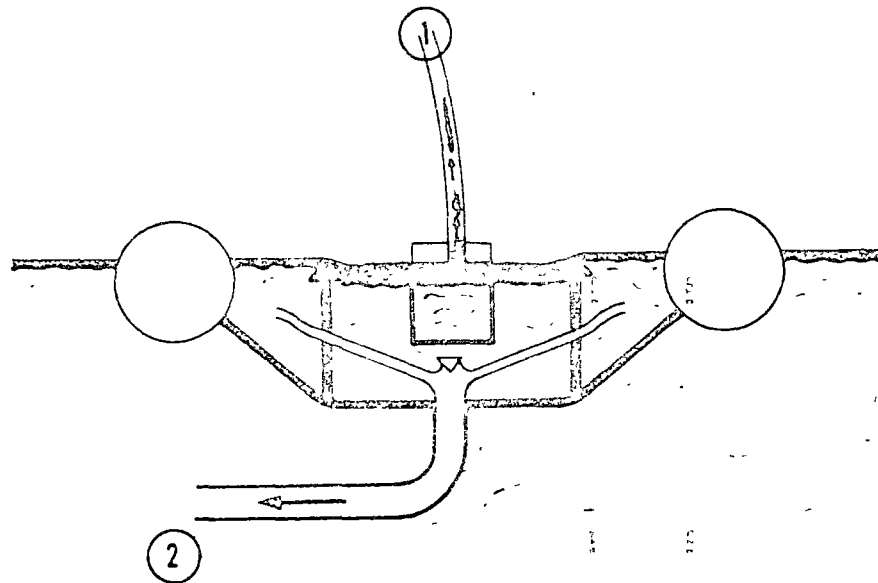
Their aim is to remove only pure oil by increasing the rate of collection or the displacement velocity of the oil slick towards the collection point, by the use of hydraulic means consisting of the creation of a cavity in the water towards which the oil will precipitate, and where it will be skimmed off more rapidly and in a more concentrated form.

- the Rheinwerft collector has the edges of a large horizontal saucer submerged a few millimetres below the level of the water which is withdrawn from the bottom of the saucer by a centrifugal pump. A second pump removes oil from the surface which has gathered during an adequate time of separation. These collectors, which are from 500 to 3,000 mm in diameter, permit a recovery of 1 to 15 m³ of oil per hour. They can be used in harbour basins or ports, tolerating higher waves proportionally as their diameters are increased. The similar, but less elaborate Megator equipment, which extracts all the overflow and consequently the water, is also to be noted.

- the Vortex collector, of the Elf-Bertin type, creates an eddy or vortex in a localized region of a basin by means of a submerged tank turbine. The oils which are assembled by gravity in a pocket at the bottom of this vortex are evacuated by a pump. For a given impeller speed, and a given depth H of the vortex, the height "h" of the pocket is in the ratio

2. DYNAMIC COLLECTORS

1. Rheinwerft process



1. oil suction

2. water suction

2. Elf Bertin process

3.2. Simple settlement

3.2.1. General principles

The separation of oil by simple settlement is based on the existence of a rising velocity of the ascending oil droplets in the water, due to the density of oil being lower than that of water. This velocity is expressed according to Stokes's law:

$$v = \frac{g}{18} \frac{10^{-2}}{\mu} (\rho - \rho_h) D^2$$

in which

v = rising velocity in m/s

D = diameter of an oil globule in m

g = gravitational acceleration 9.80 IS

ρ_h = density of the globules in kg/m^3

ρ = density of the water in kg/m^3

μ = viscosity of the liquid at the temperature considered in poises.

It is therefore proportional to the square of the diameter of the oil globules and to the difference of the densities of the oils and the water. Velocities of 1 to 6 m/h are usually obtained.

13 bis

VELOCITY M/H

RIISING VELOCITY
OF THE ASCENDING OIL
DROPLETS IN EMULSION 1.

FRESH WATER

oils	_____	d = 0.850 at 20°C
	-----	d = 0.935 at 20°C

We note that increase of temperature brings about an appreciable increase in the rising velocities of the oil globules, and that in sea water the favourable effect of its density is more or less counterbalanced by the increase of the viscosity.

From these parameters, there results the three possible variants of longitudinal, parallel plate or coalescent separators.

3.2.2. API longitudinal oil separator

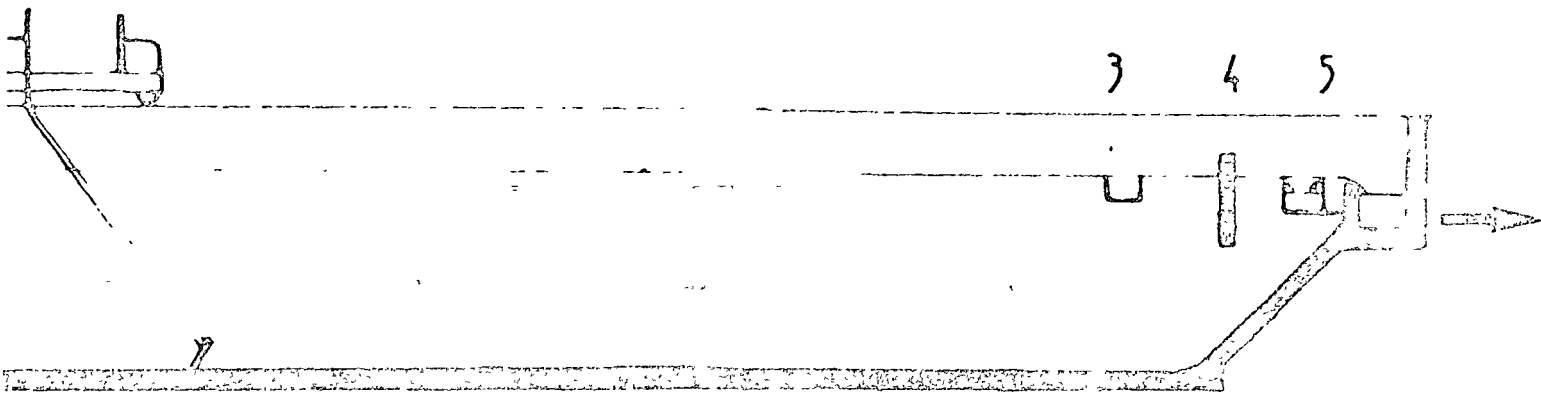
The American Petroleum Institute has systematized the construction of separators by taking a hypothetical diameter of 0.15mm as the basis of calculation. The arbitrary character of this choice results from the impossibility - which we have seen - of physically determining a mixture of hydrocarbons in the water, and it corresponds to experimental studies which have shown that the resultant size of an apparatus guarantees a satisfactory elimination of practically all oils not in a state of fine or stable emulsion.

For $D = 0.015\text{cm}$, Stokes's formula becomes

$$v = 0.440 \frac{(\rho - \rho_h)}{\mu}$$

The API then defines the calculation of the apparatus by the following relationship:-

A minimum horizontal surface area S such that:-



API OIL SEPARATOR

NEL

E

LOW

14 bis

V must not exceed 15v nor the absolute value of 50m/h.

A minimum ratio : Depth of tank of 0.3
width of tank

In practice, the manufacturer must strive to obtain a raw water distribution which allows the establishment of a laminar pattern, and a flow as even as possible throughout the transverse areas of the plant. Depending on the quality of this distribution system, additional lengths of the structure can be designed. These extra lengths never exceed twice the average width of the channel.

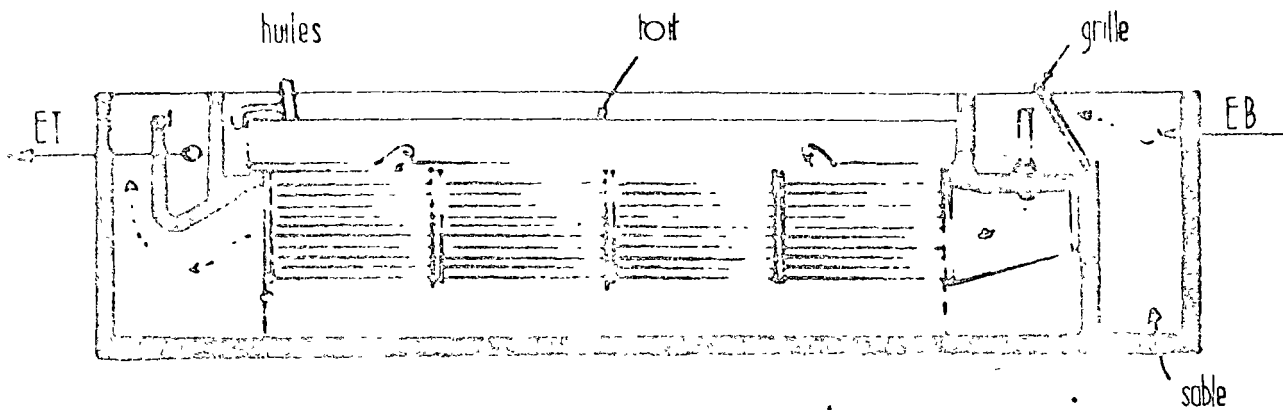
In practice, this method involves the development of tanks having a volume theoretically corresponding to 1 to 3 hours contact time.

3.2.3. Parallel-plate oil separators

The insertion in an oil separator tank of a group of parallel plates, generally inclined at 45° and positioned in the direction of the flow of the water, results in a twofold improvement

- by creating a more uniform distribution of the water, and by appreciably decreasing the corresponding Reynolds number.

- by dividing the vertical distance of the path of ascent of the oil globules by as many times as there are plate gaps occupying the total useful depth of the tank.



oils

roof

grille

Treated
water

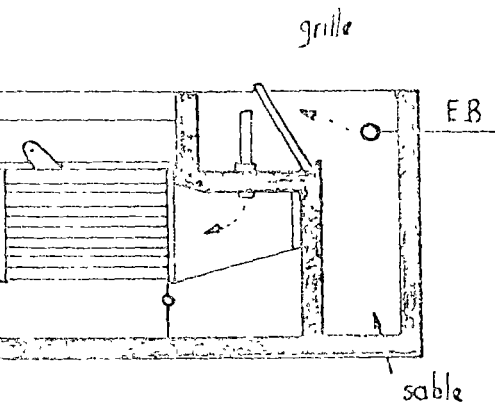
Raw water

sand

SHELL PARALLEL PLATE INTERCEPTOR (PPI)

Treated Water

Raw Water

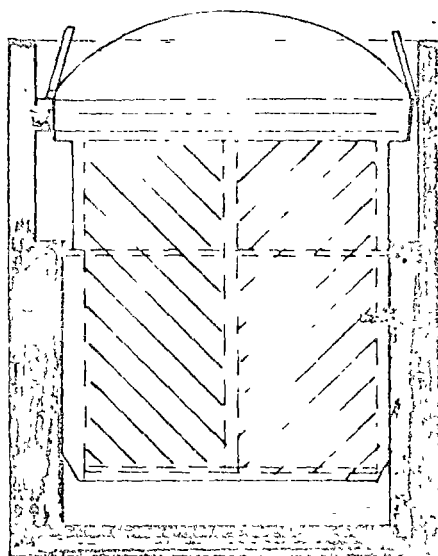


152

grill

Raw water

sand

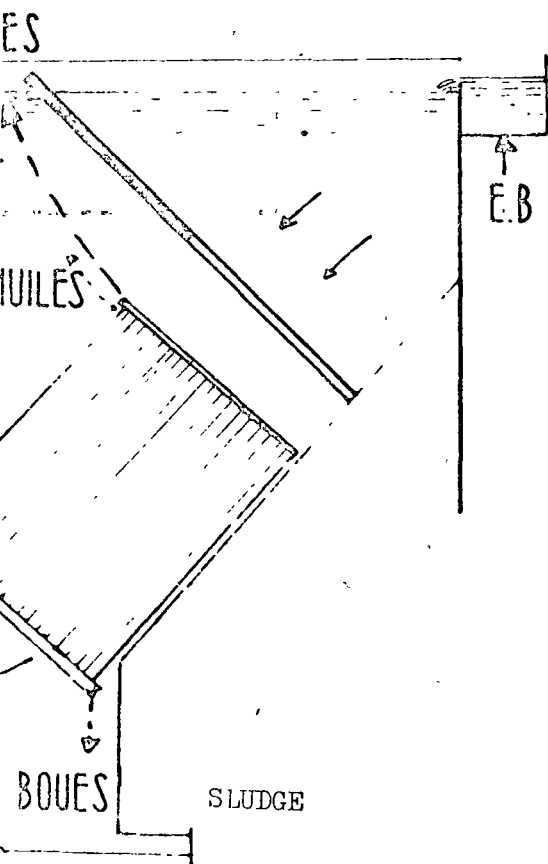


OILS

15c

Raw water

OILS



OIL SEPARATOR TYPE CPI

This close spacing allows a third beneficial factor to be introduced by the effect of coalescence, or the adsorption of the oils on the plates. On the other hand, this can be a cause of rapid obstruction for certain very dirty or paraffin-charged rain waters and it therefore seems preferable to provide ahead of this apparatus, as in other cases of treatment, an initial conventional oil separator which can be dimensioned in accordance with API standards.

Generally, parallel plate separators can give higher performances than longitudinal separators, more especially when the latter have not completely followed the API standards, or are not equipped with a satisfactory distribution system.

The minimum surface area, if not depth, of these separators, is a second advantage, which favours them at all times when the ground water table is shallow.

3.2.4. Coalescent separators

The effectiveness of a separator is a function of the actual size of the oil globules, and any arrangement which causes an increase in the diameter of the globules, increases the ascending velocity and thus the effectiveness of an apparatus.

This can be obtained by inserting just before a separator an apparatus allowing a contact between the oil globules in emulsion and the very large surfaces covered with a film of oil. These separators are

3.2.5. De-oiling for de-ballasting waters

The international regulations relative to discharges at sea of ballast waters from tankers provide for the installation of oil removal equipment on board, capable of treating these waters at flows corresponding to that of the de-ballasting pumps, and giving an effluent which has the required hydrocarbon content of around 100 mg/l. Pressurized oil separators are thus constructed capable of flows of from 50 to 150 m³/hr, and designed to take account of the difficulties caused by the rolling of the ship, (e.g. Serep separator).

The principle of this equipment rests on a separator divided into several stages, and sometimes preceded by flocculation equipment. The operation and functioning of these separators is considerably better-controlled when they work on crude products of known characteristics.

3.3. Adsorption

Various products are available on the market and have high adsorption capacities with regard to hydrocarbons. They can be either mineral products, or organic products.

3.3.1. Among the mineral products, we note:-

- expanded slag, a light product ($d = 0.2$ to 0.3), therefore buoyant, having a volumetric capacity of the order of 40 to 50%, (Ekoperl).

This product has nevertheless a very heterogeneous grain size

It does not generally show an adsorbent capacity applicable to soluble oil emulsions.

Its actual use, therefore, appears certain to be limited to the resorption of accidental oil slicks, either on paved areas, or on a water surface which cannot be provided with a mechanical method of oil removal. The collection of the repleted product is difficult, as it is not easy to collect the very fine floating dusts. Finally, the price itself is also a factor limiting its use.

- the diatoms, siliceous compounds, which are more dense than water and commercially available in the form of sufficiently homogeneous grain sizes. They lend themselves, therefore, to an adsorption by percolation under pressure, but their relatively low porosity demands that the adsorbent cake is "nourished" continuously by the injection into the water to be treated of a diatomaceous powder finer than that making up the support bed.

Since this very effective product allows the obtention of final hydrocarbon contents lower than 1mg/l, it only concerns hydrocarbon contents generally lower than 10mg/l and, in practice, it is mainly used for the treatment of polluted condensed water.

- chalk powder (e.g. Nautex). Calcium carbonate of vegetable origin offers a very fine porous structure and produces widespread specific surfaces allowing the adsorption of oils, which are only fixed, however, on the condition that the surface is made oleophilic by impregnating it, for example, with a stearine film. Dispersion by the wind is also a possible handicap in the use of this product which, on the other hand, can be

- hay, a common material, but also possessing an adsorption capacity of several times its weight. It is used as a media for vertical filters placed downstream of separators, and thus plays a certain finishing or safety role. Its effectiveness is very satisfactory if the layers of hay are completely homogeneous, allowing no channelling, and if they are arranged in two stages operating in series. Periodically, the charges of hay are removed and burnt. This process, which has been considerably used in refineries in the United States, and sometimes also in Europe, does not, however, ensure the very low concentration in hydrocarbons now demanded for discharges into rivers, and the manual labour required for the discharging and charging of the filter is relatively costly.

- polyurethane and polyethylene foams are two floatable materials sometimes used, and they facilitate an easier recovery than expanded slag, but they are costly.

- the "Shell Sand Sink" process, consisting of covering sea sand with an amino-oleophilic product, which allows the sand available at the pollution location itself to be treated.

Summarizing, adsorption products show that they are quite effective relative to free oils, but not relative to stable emulsions, and their cost limits their use to special circumstances. Their action must not be confused with that of the dispersants, which will be examined later.

4. Physical-chemical processes of oil separation

4.1. Coagulation - flocculation

In all the treatment hypotheses, coagulation is the first phase,

Flocculation, which generally forms by a slow mechanical stirring action, aids the build-up of oil globules and of hydroxide floc by bringing about the adsorption of the former by the latter, and allows oil and hydroxides to be massed together into relatively voluminous floc, which has, however, a density sufficiently near to 1 due to the high oil content.

Depending on whether it is wished to ensure the separation of this floc by settlement, or by flotation, it will be necessary either to increase or decrease its weight. In the first case, use can be made of the addition of flocculant or reticulate products of polyelectrolyte base (e.g. Prosedim flocculant aids), and particularly of the addition of lime, a reagent which induces the co-precipitation of calcium carbonate which is very dense. In the second case, the only solution is the use of flocculants specific to flotation.

The initial choice of coagulation reagents is itself dependent on their local availability, and on the pH range chosen or imposed.

It is a known fact that iron salts have an optimum action at an alkaline pH, whilst aluminium salts have their optimum action at pH 6.5 to 7.5. Although refineries often have available residual AlCl_3 from catalysis, iron salts on the other hand generally have a better specific de-oiling action than that of aluminium salts.

A study has therefore to be made relative to the local situation, and aluminium salts can, if absolutely necessary, be employed before flotation.

The use of ferrous salts rather than ferric salts must also be decided with caution, as these salts also have very specific conditions of use.

4.2. Coagulation - settlement

Clarification can be ensured:-

- either in a flocculator followed by a conventional scraper-type clarifier

- or in a clarifier with an incorporated flocculator or sludge blanket, such as the Pulsator or the Circulator.

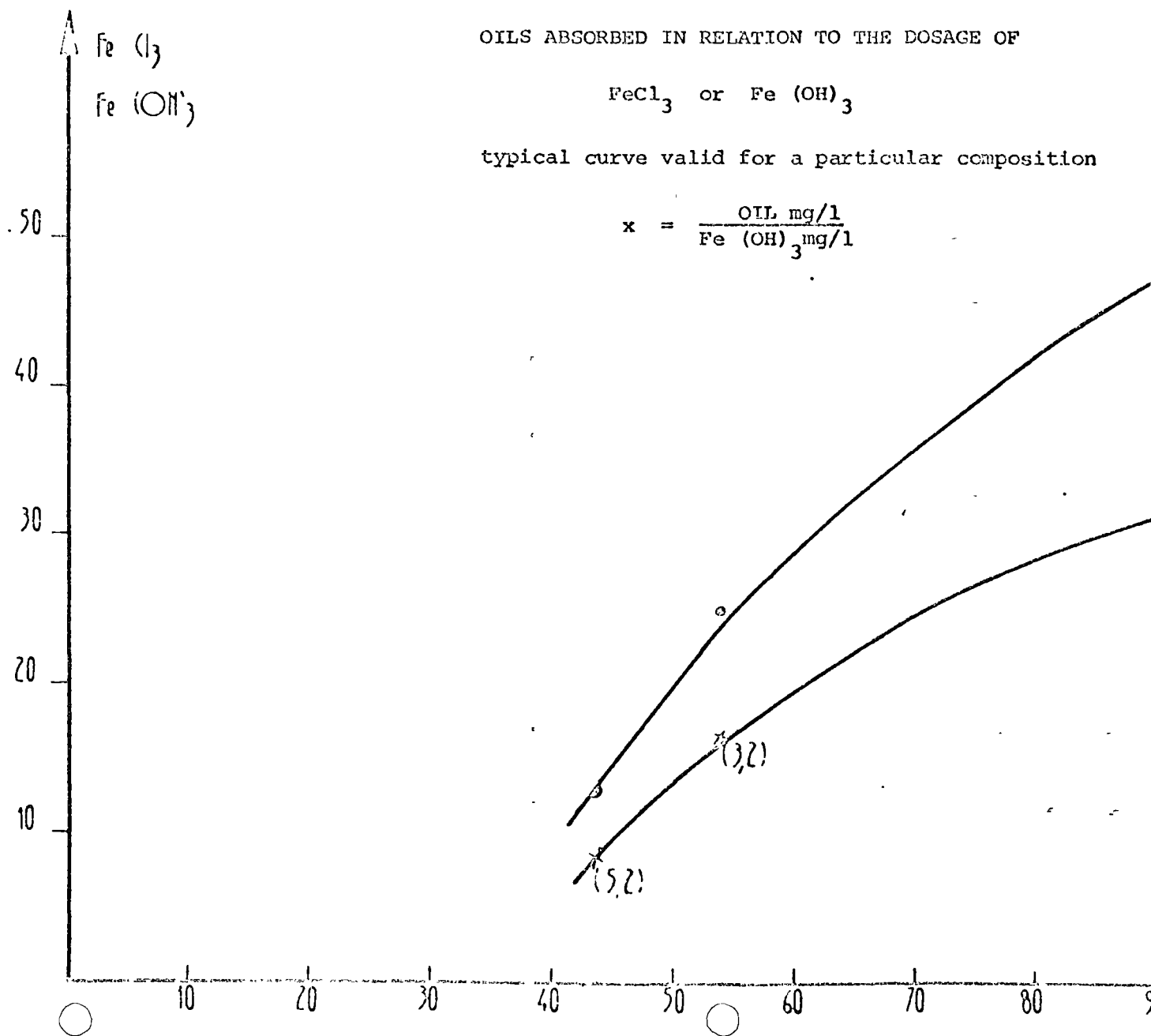
In both cases, the velocities considered will be lower than 2 m/h or the volumetric loads of the clarifier will be small, due to the lightness of the floc and to the risk of convection currents.

4.3. Coagulation - flotation

Coagulation is by necessity carried out in a flocculator separate from the flotation unit, and this generally ensures a slightly longer contact time than in the preceding case, as the retention time in flotators is much shorter than in clarifiers, and it is not, therefore, possible to hope for any improvement of the floc in the former.

The volume of a flocculator is generally such that it gives a 15 to 30 minute retention time depending on the temperature and the concentration of the hydrocarbons.

4.4. Flotation using air



In water treatment, the technique of flotation by air most currently employed uses the formation of micro-bubbles by pressurization, that is to say, by expansion of a solution enriched in dissolved air under a pressure of 3 to 6 bars.

This solution is partially or totally made up of the raw water to be treated, or by a recirculation of 10 to 30% of the treated water. On average, this allows the dissolution of an excess of air of about 50% in relation to its saturation at atmospheric pressure, as the consumption of compressed air is generally of the order of 15 to 45 N litres of air per m^3 of water to be treated.

Flotation must be preceded by prior coagulation and flocculation which allows the creation of a sufficiently large floc, if the particles in suspension are too fine, or colloidal.

In the absence of this coagulation, the effectiveness of the separation approaches that of physical oil separators, and is not suitable for emulsions.

The flotator must be equipped with a device for the elimination of sludges too heavy to be floated, consisting of a conical bottom or a bottom scraper unless, prior to flotation, sufficient pre-settlement is ensured to retain these dense sludges.

A Degremont patented system fitted at the surface of the flotator, and consisting of a sort of a series of vertical ducts formed by a grating, brings about - due to the effect of certain capillary forces - a 30 to 100% increase in concentration of the gathered scum over that extracted by conventional flotators.

FLOTATION OF INDUSTRIAL WASTE EFFLUENTS

FLOW SCHEME

SCRAPING SYSTEM

BUFFER
COLUMN

TREATED
WATER

RECIRCULATED WATER

LATED WATER

DRAIN

SLUDGE
RECOVERY

EXPANSION

PRESSURIZED WATER

PRESSURIZATION
TANK

AIR

COMPRESSOR

The action of these agents is very limited by low temperatures, and by the high clogging characteristics and high viscosity of the products to be treated.

This process, which is not a treatment, is exclusively intended for use in exceptional circumstances during accidents at sea, for example.

Among the best-known products in 1971 are:

- Sefoil, composed of carbohydrates and phosphoric acid

Necessary dose: 25 to 60% of the mass of hydrocarbons to be dispersed.

Density 1.6 at 15°C. Price about 1.5 to 2 French francs per kg.

- Corexit, detergent agent and emulsive

The dose necessary is relative to the viscosity and around 1 to 10% of the mass of the hydrocarbons to be dispersed.

Density 1.0 at 15°C, price about 6 to 7 French francs per kg.

5. Treatment of sludges

5.1. Thickening of sludges from a physical-chemical treatment

- with the multiple ducts type Degremont flotators the sludges

After thickening, the sludges have moisture contents of from 90 to 95%, and in exceptional cases, with the use of lime - that is to say with the precipitation of calcium carbonate - moisture contents of from 87 to 88%.

The corresponding concentrations in SS vary from 40 to 80g/litre, and, exceptionally, 100g/litre.

5.2. Sludge conditioning

Before dewatering, sludge conditioning must be ensured by the addition of either quicklime, a flocculation polyelectrolyte, wood flour or ash, in order to facilitate effective operation of the drying plant. This conditioning increases the concentration of the sludges and, above all, considerably diminishes their specific resistance to filtration.

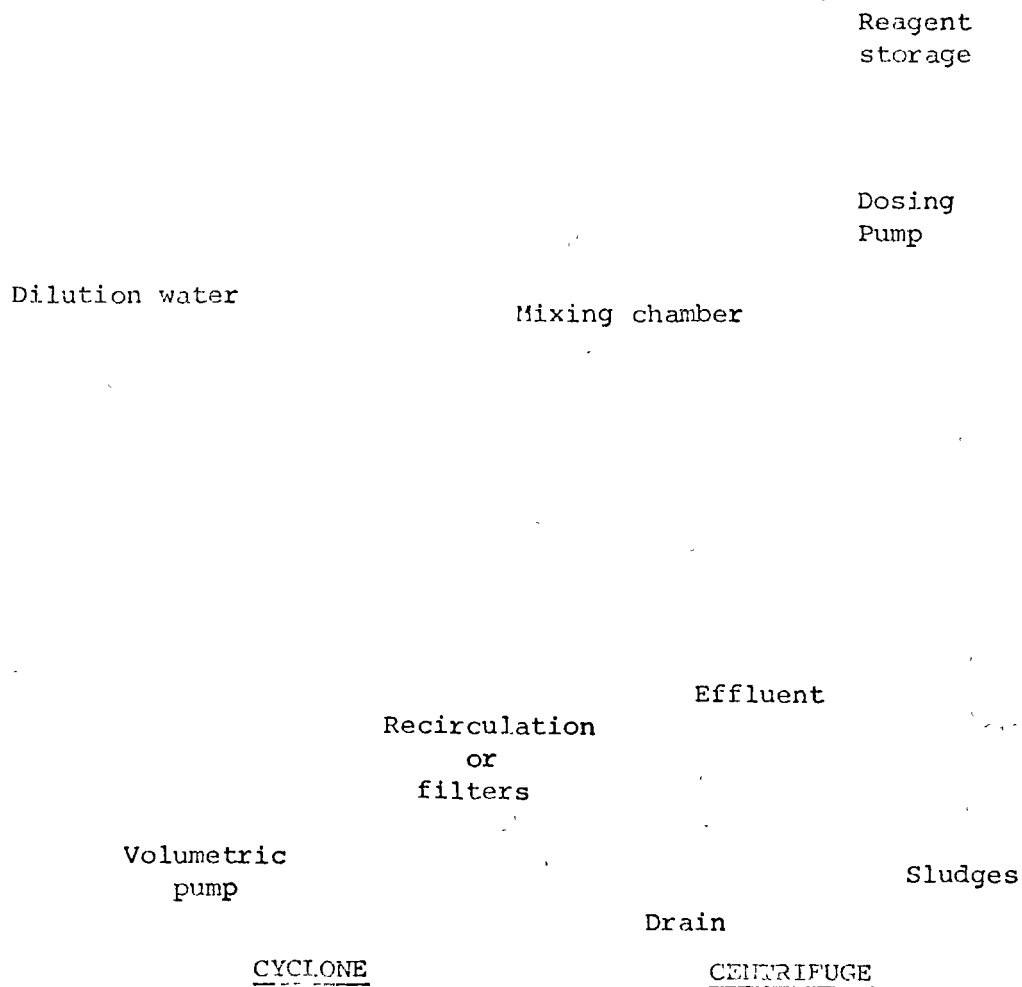
The consumption of quicklime can be up to 3 to 5kg per m³ of thickened sludge to be filtered.

5.3. Dehydration of sludges

In 1971, the technical situation was such that the use of filter presses was generally avoided, due to the low filterability, to the blinding of the cloth, and above all, to the difficult detachment of the cake.

CENTRIFUGATION OF SLUDGES

FLOCCULATION



These centrifuges should be protected against abrasion by different devices which bring about the elimination of all sand or scale. Trials with centrifuges are necessary when the sludge to be treated is not absolutely standard.

- vacuum filtration

Open drum type vacuum filters are most often used.

The rotary drum filter is mainly constructed of a revolving drum partially submerged in a trough which contains the sludge to be filtered. The periphery of the drum is divided into a number of tight compartments one against the other, and covered with a fabric serving as a support for the filter media.

The continuous filtration of sludge is carried out under industrial vacuums of 500 to 700mm Hg. The thickness of the cake varies between 5 and 20mm.

The time required for formation of a cake on an industrial filter is a few minutes. The speed of rotation of the drum is of the order of 8 to 15 revolutions per hour.

In the case of refinery sludges, the use of a pre-coat is the sole means of filtration. The drum carries only a single cell in communication with the vacuum source. The filter is covered before the filtering operation by a coat of 40 to 50mm of suitable porous material:

e inlet

flows and drains

ates

urized waters
washing
essed air

ROTARY VACUUM FILTER
WITH PRE-COAT

SEPARATION TANK

FILTER

FILTER

Conveyor

Conveyor

1. Sludge pump
2. Pre-coat pump
3. Filtrate pump
4. Vacuum pump

To settling
tank

PRECOAT
PREPARATION

SLUDGE
CONDITIONING

Sludges to be treated

TARY VACUUM FILTER
TH REMOVABLE FILTER-
OTH

Overflows and drains

Pre-coat

Filtrates

on

5.4. Incineration of sludges

As fuels are available in a refinery at relatively low prices, the combustion of sludge is often carried out directly without drying and consequently in their liquid form in pyrolysis furnaces where the sludge liquid is dispersed, evaporated and incinerated at 800 to 1,000°C.

When the sludge is dried, and is therefore in the cake form with a 60 to 80% moisture content, combustion should be carried out in drum, fluidized bed or multiple-hearth furnaces.

The use of particular furnaces for specific sludges is generally advisable.



CONTENTS

1. PRINCIPLES OF SEDIMENTATION	page : 1
1.1 Characteristics of different sedimentation processes	page : 1
1.2 Coagulation and flocculation	page : 2
1.3 Free sedimentation of a spherical particle	page : 2
1.4 Free sedimentation of a non-spherical particle	page : 6
1.5 Free sedimentation of an oil globule	page : 6
1.6 Flocculant sedimentation	page : 11
1.7 Sizing of free-fall sedimentation tanks	page : 11
1.8 Zone sedimentation	page : 13
1.9 Kynch's Theory	page : 13
1.10 Determination of the zone sedimentation speed	page : 17
1.11 Sizing of clarifiers	page : 18
1.12 Flotation by pressurised air	page : 20
2. SETTLING TANKS AND CLARIFIERS	
2.1 Static settling tanks	page : 22
2.2 Scraper-type clarifiers	page : 22
2.3 Accelerated clarifiers	page : 24
2.4 Parallel plate clarifiers	page : 24
3. THE CLARIFICATION OF STEELWORKS EFFLUENTS	
3.1 Clarification of blast-furnace gas scrubbing water	page : 26
3.2 Oxygen-converter gas scrubbing water	page : 27
3.3 Descaling water	page : 29
3.4 Clarification of surface water	page : 30

INTRODUCTION

=====

The steel industry uses very large quantities of water which are generally recirculated so that only very small make-up quantities are required.

To facilitate this recirculation, it is necessary to pre-treat the water leaving the various plant sections, such as gas scrubbing, descaling, and sintering, in all of which processes the water is used in operations which considerably increase its content of suspended solids of very diverse particle sizes.

On the other hand, in other sections of the plant water is used mainly for operations such as cooling, which rarely or only accidentally pollutes it.

These waters are treated by a solid-liquid separation process which is obtained either by sedimentation or filtration. Whilst filtration is a somewhat complicated operation which - depending on the nature of the suspensions to be treated - ensures either the clarification of the liquid, or the thickening of the suspended solids, sedimentation is a more common operation which most often brings about the simultaneous clarification of the liquid and the thickening of the sludge.

Sedimentation is an operation which assures the separation of suspended particles in a liquid due to the difference between their density and that of the water, a difference which is generally positive and which therefore creates a downward directed gravitational force. Particle size and density, temperature, viscosity and density of the water are the principal parameters which define the conditions of sedimentation.

As these parameters vary considerably both for steel-mill effluents and for make-up water, no surprise will be caused by the diversity of plant encountered in the water treatment processes used in a steel mill; "hydrocyclones", scale pits, circular or longitudinal clarifiers (scraped or unscraped), sludge bed clarifiers, cyclones etc., all have in fact a field of application justified by theoretical studies and confirmed by experience.

Although the aim of this present dissertation is to present the different sedimentation techniques which can be used in steel mills including their application, we will first of all recall by recapitulation the main types of sedimentation and the corresponding theories. In fact, a few principles must be grasped if we are to understand the reasons for the technical options which will be made in the selection of clarifiers for a given problem.

1. PRINCIPLES OF SEDIMENTATION

- restrained or zone sedimentation in which sparsely concentrated solid particles gradually tend to agglomerate or flocculate as they come together thus causing their build-up and bringing about an initial increase of the settling velocity. This is flocculant sedimentation, and concerns particles that have more or less agglomerated in a spontaneous or induced manner.

- restrained or zone sedimentation in which the concentration of the particles becomes very high and results in an "en bloc" sedimentation or zone sedimentation. The particles must settle from the liquid in a direction opposed to their movement and the settling velocity decreases considerably and progressively as the concentration of the sludge bed increases during its descent.

Regardless of the different hypotheses to be examined in relation to sedimentation, it is first necessary to recall a few characteristic densities used for the calculation of clarifiers or thickeners.

sand	2.65 g/cm ³
mill scale	3.65 to 5 g/cm ³
organic substances/ flocculated sludge	1.03 "
alum floc	1.18 "
Ferric hydrate floc	1.34 "

1.2 Coagulation and flocculation

When the particle size is very small (less than 0.1 micron to 2 to 10 microns depending on the densities), the forces of electrostatic repulsion become dominant and maintain the particles in a stable suspension called colloidal (charges generally electronegative).

From the point of view of the agglomeration of these fine particles into settleable grains the rupture of this stability is provoked during two well-defined and independent operations which are too often confused:

- the coagulation or rupture of the stability by cancellation of the electrostatic forces of repulsion by means of the addition of chemical reagents (generally having electropositive charges) which favour the massing together and the adsorption of the colloids by various physical processes. The usual coagulants are aluminium or iron salts.

- force of gravitational acceleration (gravity) or centrifugal force
- upward (or Archimedean buoyancy) force
- fluid resistance or force of momentum or drag of the solid which are resultants of viscosity and inertia forces.

Sedimentation conditions will therefore be defined by the following parameters:

- ρ' density of the solid
- ρ density of the liquid
- g acceleration due to gravity
- d diameter of the particle
- S area of the straight section of the solid normal to the direction of the movement
- v velocity of the solid in relation to the liquid
- η dynamic viscosity of the liquid
- ν kinematic viscosity of the liquid

The drag T , whose force of direction is opposed to the direction of the velocity, is defined by the well-known formula of Newton:

$$T = \frac{C S \rho v^2}{2} \quad (1)$$

C being a dimensionless number called the drag coefficient. In the ideal case of free fall in a liquid, the solid starts from zero velocity and, after acceleration, obtains a terminal velocity or limit velocity called velocity of sedimentation, which in the case of a sphere is always calculated according to Newton by using the following general formula:

$$v_2 - n = \frac{4 d^{1+n} g (\rho - \rho')}{3 C} \quad (2)$$

the following, b and n being the constants characterising the patterns

$$C = \frac{b}{R_e^n} \quad (4)$$

We know that a distinction has been drawn between:

- the laminar or Stokes pattern where the forces of viscosity are predominant
- the intermediate or Allen pattern
- the turbulent or Newton pattern where the inertia forces become predominant.

For Reynolds numbers below 1 the pattern is laminar, and the drag originates solely from the friction between the liquid layers. Such a pattern is obtained during the fall of small and light particles. The drag is proportional to the velocity.

In this case, it has been shown that $b = 24$ and $n = 1$, from which

$$C = \frac{24}{R_e} \quad (5)$$

C is inversely proportional to the velocity, as $R_e = \frac{vd}{\nu}$

The expression of drag (equation 1) then becomes:

$$T = \frac{24}{R_e} \cdot \frac{\rho v^2}{2} \cdot S = 3 \pi \eta v d \quad (6)$$

and the limit velocity (equation 2) becomes:

$$\dot{v} = \frac{g (\rho' - \rho) d^2}{1800 \eta} \quad (\text{Stokes formula in IS units})$$

In the case of sand this law is applicable for $d < 100$ microns.

$$T = 0.40 \frac{\rho v^2}{2} \quad S = 0.055 \pi \rho v^2 d^2 \quad (\text{Newton formula})$$

and the velocity limit (equation 2) becomes:

$$v^2 = 3g \frac{(\rho' - \rho)}{\rho} d$$

In the case of sand this law is applicable for $d > 1$ mm.

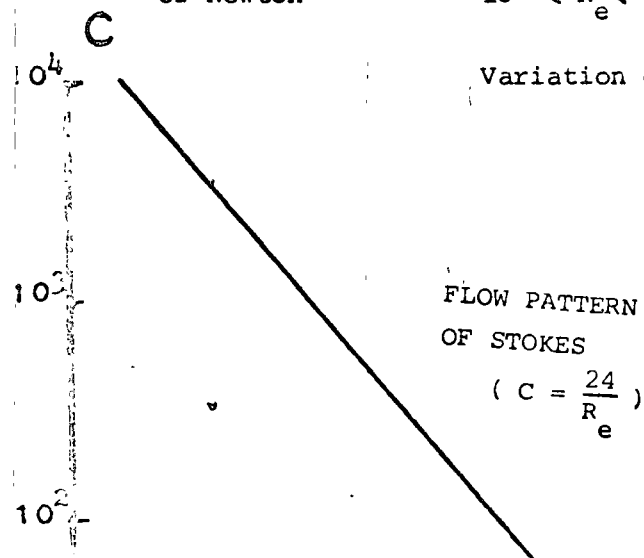
For Reynolds numbers between 1 and 200 the flow pattern is called transitory and covered by Allen's formula. The values of b of 18.5 and of n of 0.6 have already been shown (see table 1)

TABLE No. 1

Values of B, n and c as functions of R

Flow pattern	R	b	n	c
of Stokes	$10^{-4} < R_e < 1$	24	1	$\frac{24}{R_e}$
of Allen	$1 < R_e < 10^3$	18.5	0.6	$18.5 R_e^{0.1}$
of Newton	$10^{-3} < R_e < 4 \cdot 10^5$	0.40	0	0.40

Variation of C as a function of R (case of a sphere)



1.4 Free sedimentation of a non-spherical particle

Normal particles are mostly non-spherical. To calculate the drag coefficient as a function of the Reynolds Number, it is necessary to introduce a correction factor which is the spherical index γ_v . This index can represent the relationship between the volumes of a sphere and a particle having the same surface areas, or the relationship ψ_s between the surface areas of a sphere and a particle having the same volumes.

The following γ_v indexes can be mentioned

scale	10 to 30
sand	2
coke	2.25
graphite	22
gypsum	4

In the flow pattern of Stokes, the drag coefficient is an increasing function of ψ_v . The sedimentation speed of normal particles is therefore lower than that of spherical particles of the same volume and of the same density.

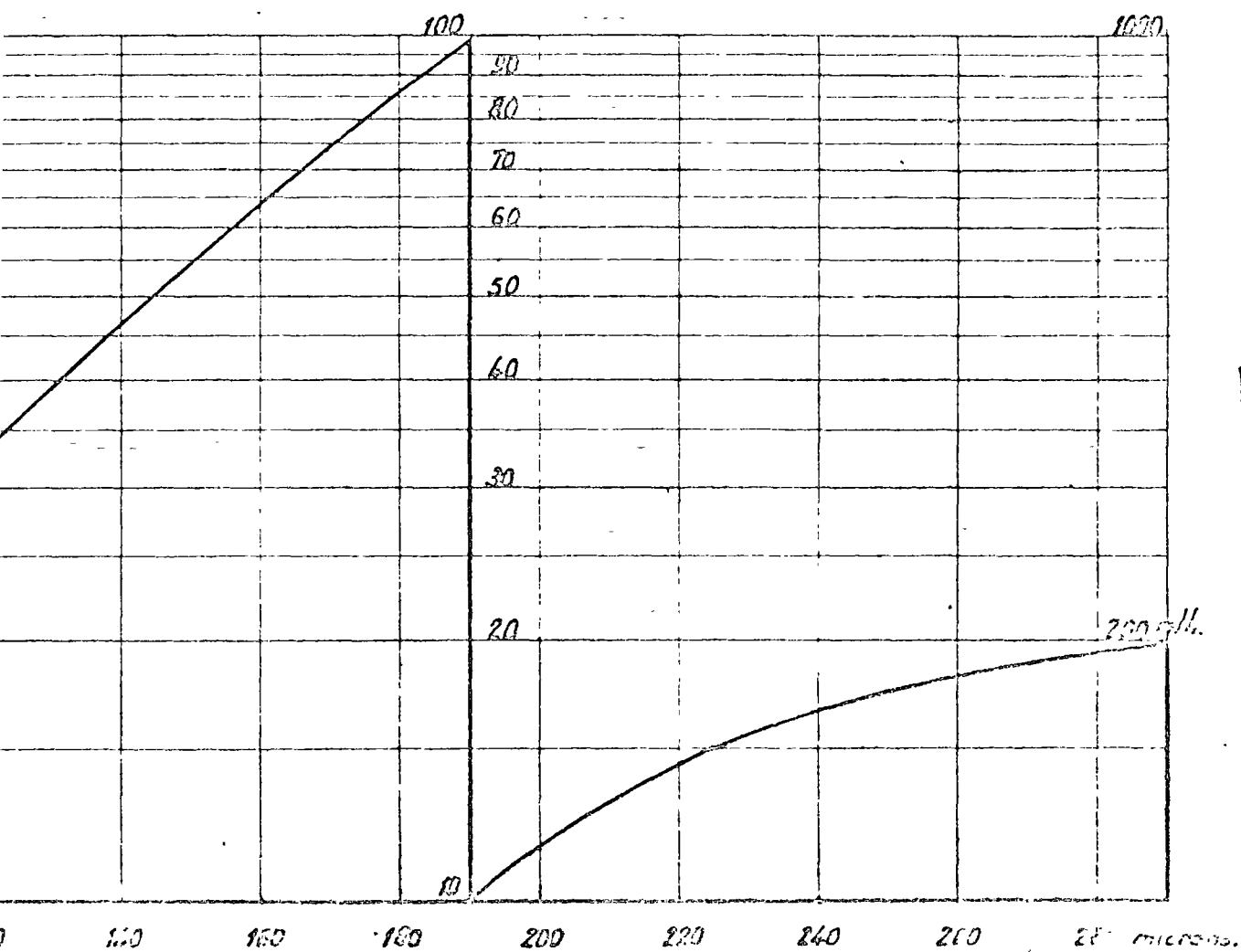
The index ψ_s , also called the Wadell index, varies between 1 and 0.2 for normal particles and it can be assumed that for values included between 0.8 and 1 in the Stokes flow pattern, the drag coefficient is approximately inversely proportional to ψ_s .

1.5 Free sedimentation of an oil globule

The laws of sedimentation of oil globules of 100 microns diameter and more are strictly similar to those for free sedimentation except for the reverse direction of the velocity which causes flotation towards the surface. The oil separators currently used in refineries and named A P I (American Petroleum Institute) are sized from conventional definitions based on Stokes law and a theoretical minimum diameter of globules to be retained of 100 or 150 microns. The rising velocities of these globules in soft water and sea water are indicated in graphs III and IV.

PROPAGATION SPEED OF SCALE OF SPHERICAL INDEX 0.65 (γ_s)

DENSITY 3.5



III

8.

C

VELOCITY M/HR

RIISING VELOCITY OF OIL
DROPLETS IN AN EMULSION

SOFT WATER

11.5

$d = 0,850$ @ $20^{\circ}C$

$d = 0,935$ @ $20^{\circ}C$

11.00

10.00

9.00

8.00

7.00

6.00

5.00

4.00

3.00

150 μ

4.60

6.20

8.45

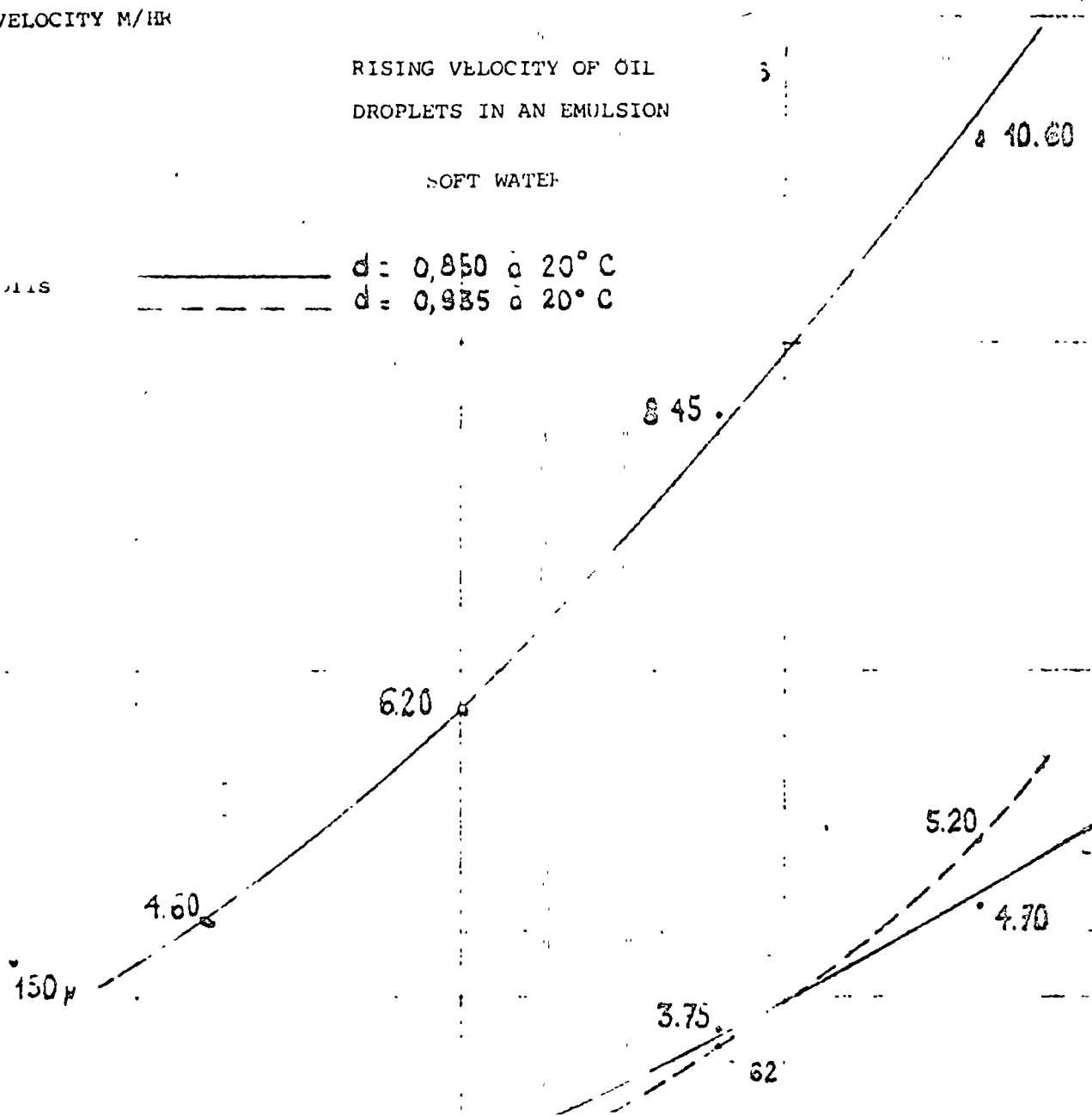
10.60

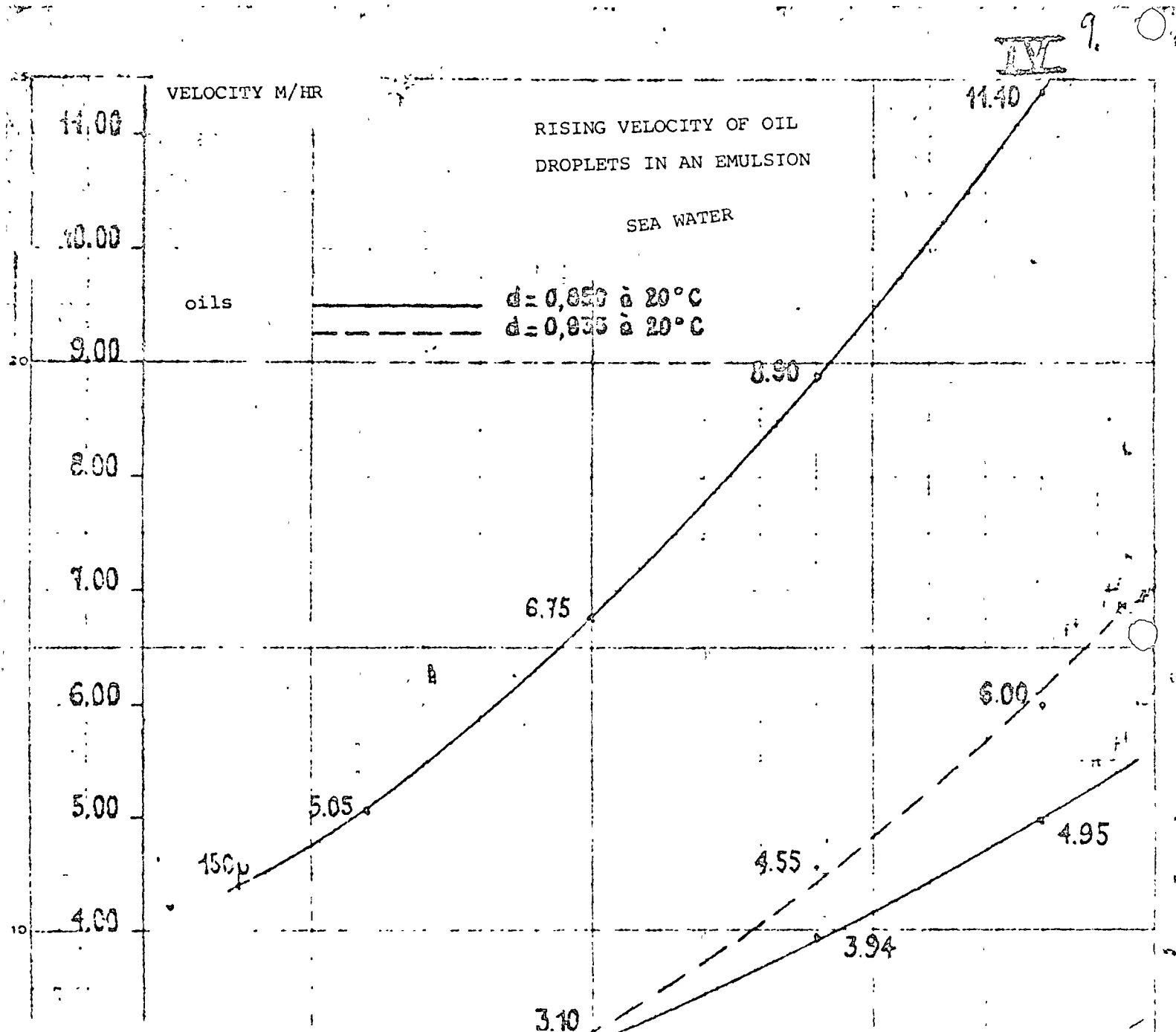
5.20

4.70

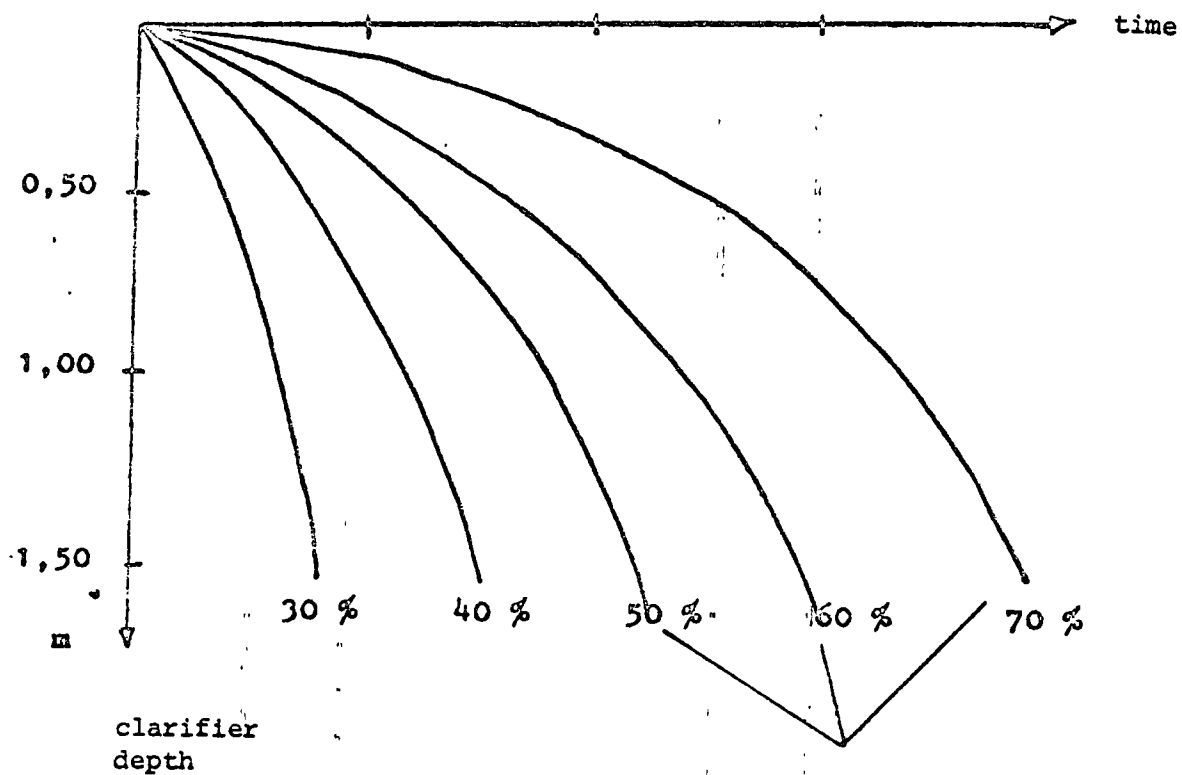
3.75

62





FLOCCULANT SEDIMENTATION
PERCENTAGES OF ELIMINATION



1.6 Flocculant sedimentation

This concerns suspensions of particles which are capable of joining together naturally or by artificial flocculation, thus forming increasingly larger floc and settling more quickly.

The concentration of particles must remain sufficiently low that the interaction between them does not slow up the sedimentation.

The following waters are capable of flocculant sedimentation:

- water coagulated by iron or aluminium salts
- clay-bearing water flocculated with polyelectrolytes
- water containing precipitates from carbonate or sulphate-removal reactions
- waste effluents from paperworks

The determination of the sedimentation speed of these flocs cannot of course be obtained by calculation, but from experience or laboratory measurements.

The following are worthy of mention:

- the measurement of sedimentation speeds in test cylinders the height of which is approximately equal to that of the clarifier, or at least 1 to 2 metres. This is a cumbersome procedure but permits particle percentage elimination curves to be traced as a function of height and time in a fairly precise manner.
- the measurement of sedimentation speeds in beakers, by siphoning off clarified water at a set depth and time.

1.7 Sizing of free-fall sedimentation tanks

An American Study for the A I S I (BRAUER and HOAK) was designed to develop a calculation procedure which may be applied without taking account of the absolute values of the various parameters characterising the geometry and the hydraulics of a tank, and to provide a law of similitude for the calculation of various clarifiers using a small scale model:

The equations have been established by comparing the tank outputs that

$$I_S = \frac{4.6 \cdot 10^{-6} L^{2.09} l^{2.90} h^{0.794}}{\theta^{1.13} R^{3.39}}$$

$$\theta = 465 d \frac{(\rho_s - \rho_e)}{\rho_e} \cdot \frac{\sqrt{g R}}{v}$$

$$I'_S = I_S \times 0.0385 \theta^{51} \quad \theta > 26$$

$$d = 0.562 \sqrt{\frac{3.546}{(\rho_s - \rho_e) g I_S}}$$

where I_S = Sedimentation index expressed in minutes (of non-uniform dimensions)

I'_S = Sedimentation index corrected as a function of the determinant equation θ

θ = Determinant equation indicating the tendency of a particle of d diameter to remain in suspension or to settle when the liquid flows in a tank of hydraulic radius R .

V

12a.

SETTLEMENT TIME IN MINUTES

DETERMINATION OF THE
SEDIMENTATION INDEX

○ ρ = density in kg/m^3

L = length of tank in metres

l = width of tank in metres

h = depth of tank in metres

Q = flow of liquid in m^3/sec

R = hydraulic radius of the tank in metres

V = surface velocity of the liquid in the tank : $\frac{Q}{L \times l} \text{ m/sec}$

g = gravitational acceleration in m/s^2

As the resolution of such a system by graphical means is difficult, the use of numerical calculators should be considered.

1.8 Zone sedimentation

○ This concerns the suspensions of an initial concentration, and just as the inter-reactions between the particles cause a retardation of the sedimentation speeds, the liquid itself will undergo a displacement in a direction opposite to that of the particles.

This separation is also called "restrained" or "en bloc" or "zone" sedimentation. The speed of bulk sedimentation is therefore generally lower than that for particles, but a better clarification of the supernatant liquid can result from the homogeneity of the separation and the effect of the contact.

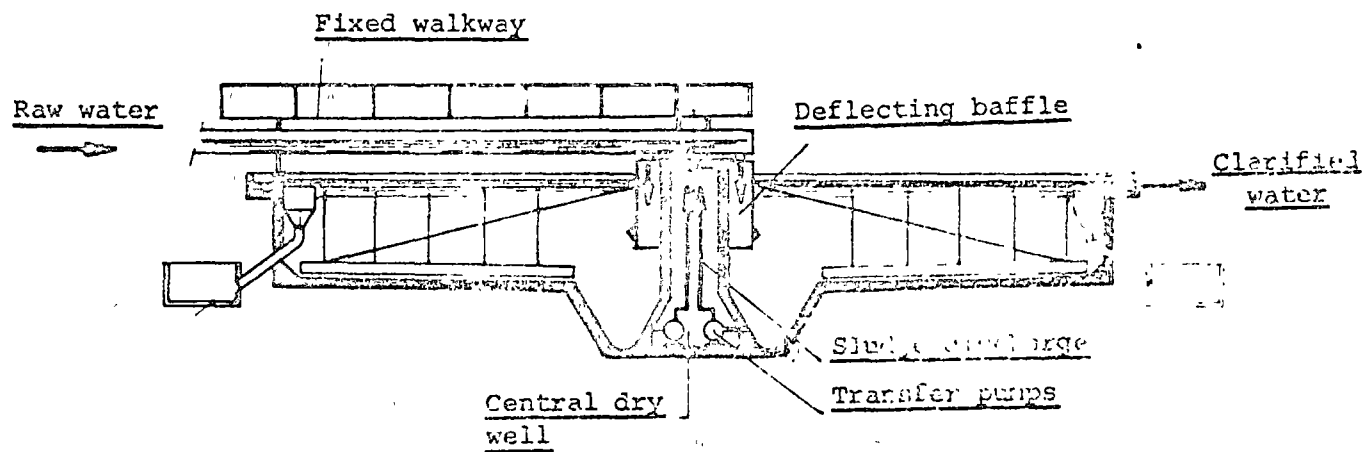
The following liquids are suitable for zone sedimentation:

- activated sludges
- brines from purification
- de-scaling water after neutralisation

1.9 Kynch's Theory

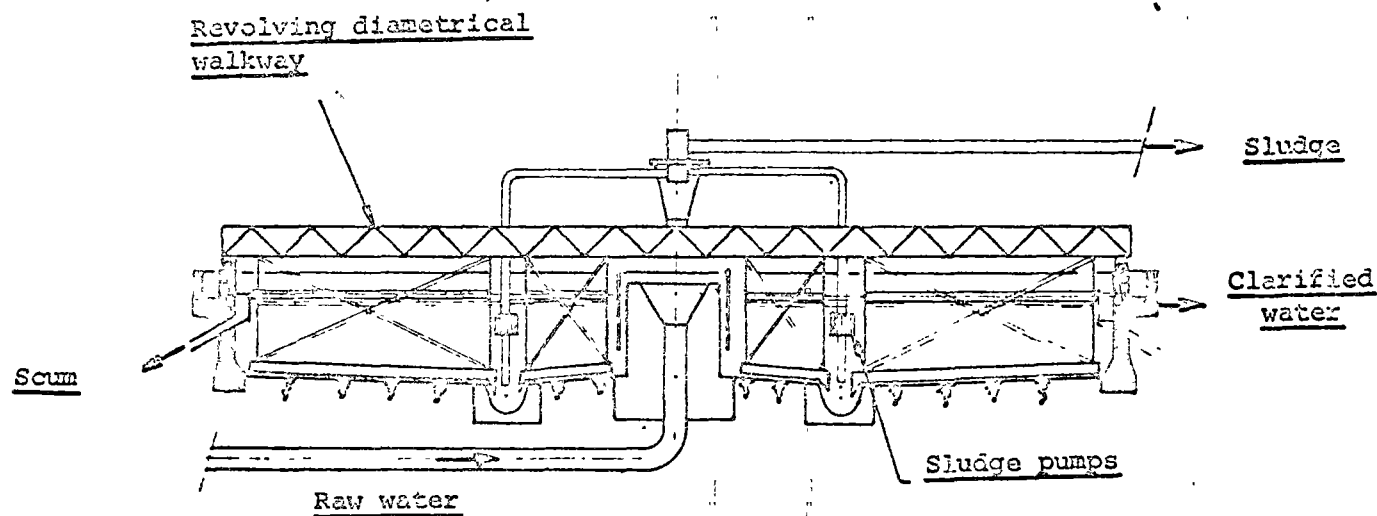
CLARIFIER WITH CENTRAL DRIVE

With central dry well



CLARIFIER WITH PERIPHERAL DRIVE

DIAMETRICAL BRIDGE WITH APRON IN COMPACTED EARTH



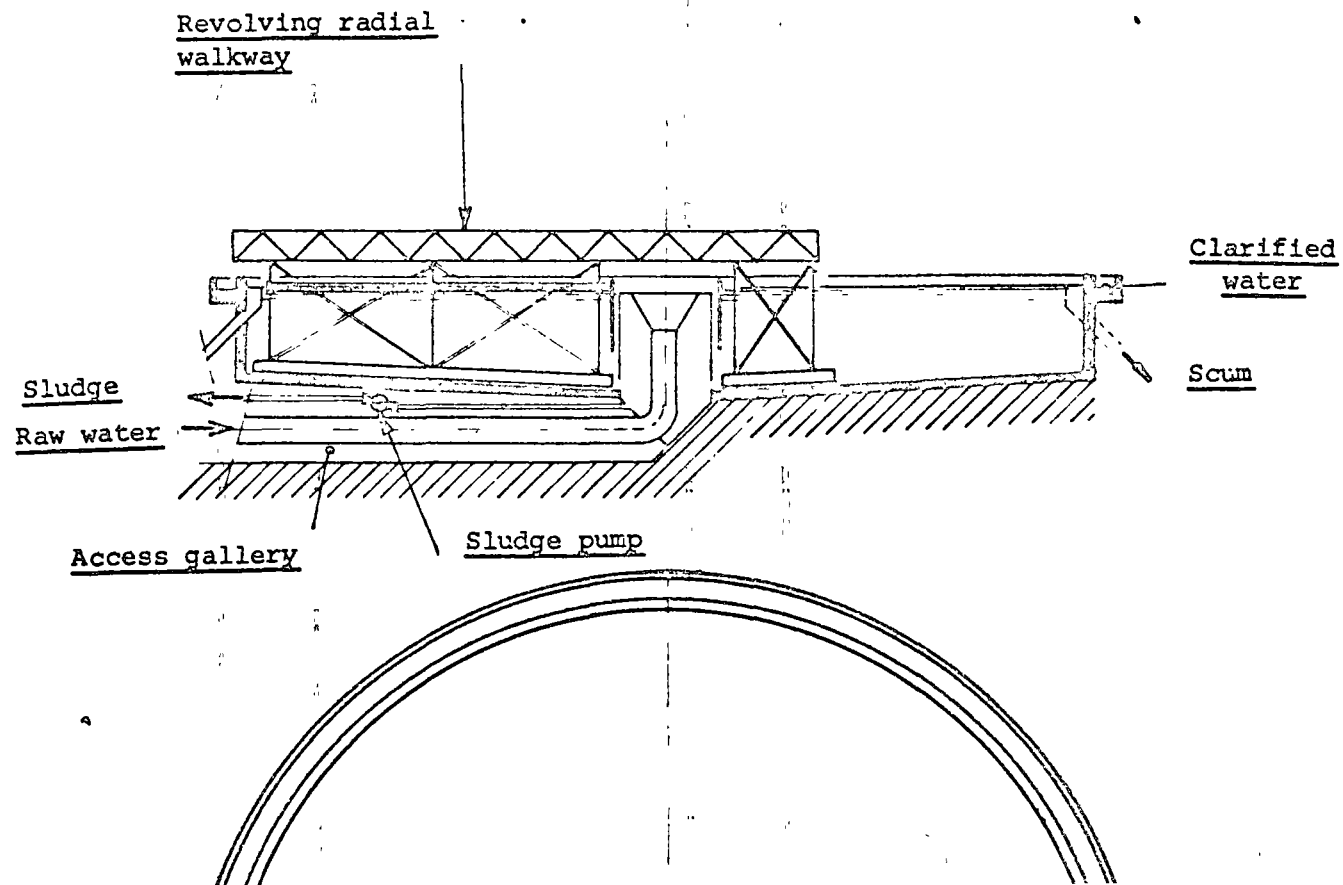
Scrapers

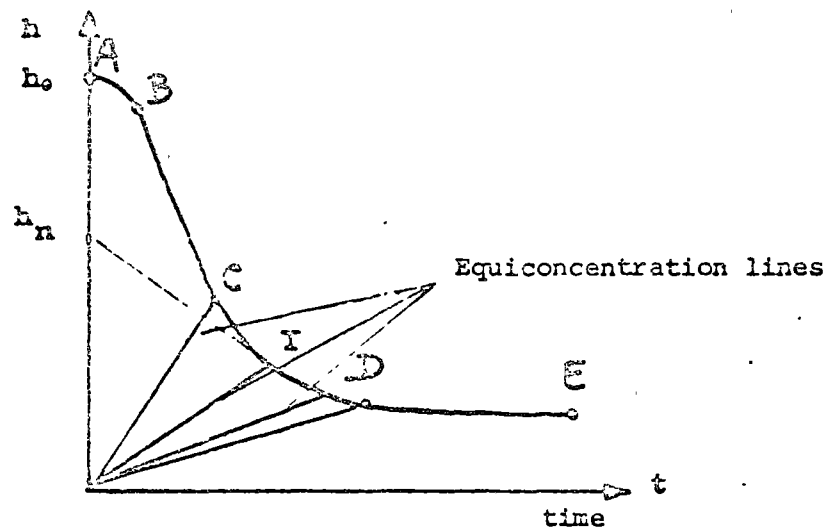
DEGREMONT

13.c

CLARIFIER WITH PERIPHERAL DRIVE

CONVENTIONAL RADIAL BRIDGE WITH ACCESS GALLERY





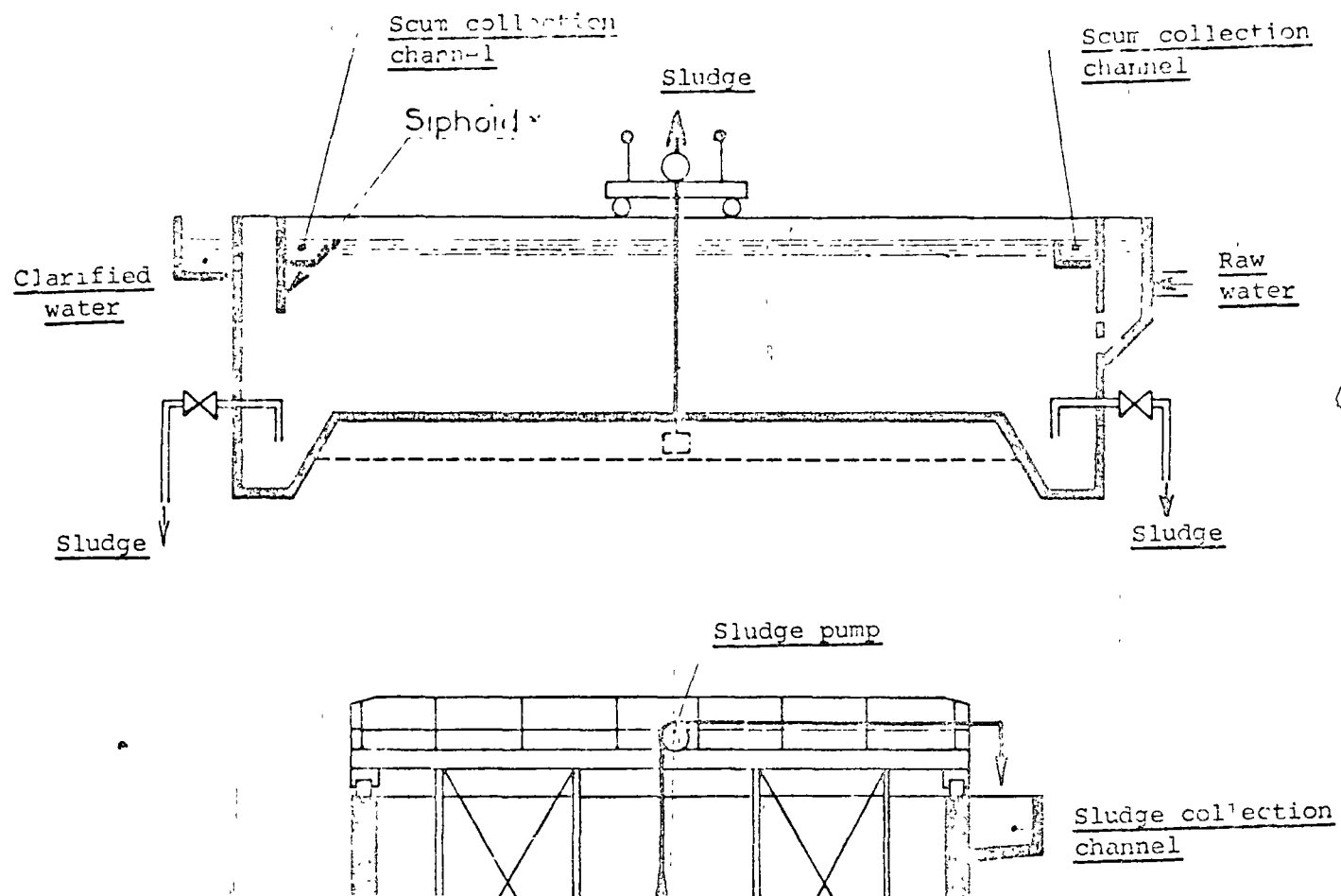
The reduction of this height as a function of time is represented by the Kynch curve which includes the following phases:

- from A to B: sludge coalescence and concentration phase up to the appearance of the interface. This phase can be very small if not zero in some cases.

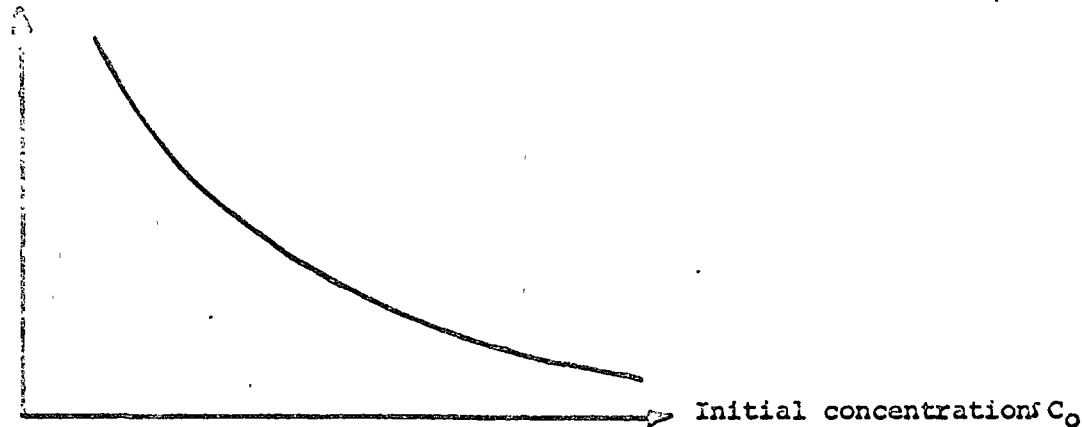
- from B to C: sedimentation phase at a constant and maximum speed of the floc situated at the upper layer, this speed being mainly a function of the initial concentration of the suspension.

- from C to D: the phase of progressive slowing down of the sedimentation speed, with increase of the concentration of the suspension.

LONGITUDINAL CLARIFIER



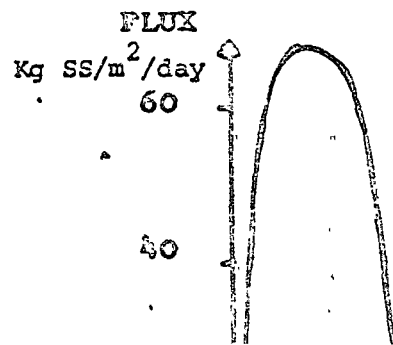
Speed of sedimentation
of sludge beds



He has based the calculation of the sedimentation speeds on the idea of a flux of particles passing through a horizontal section of unit area during a unit of time, and on representing the state of liquid and suspension flux by

$$F = V_s \times C \text{ in kg SS/m}^2 \text{ day}$$

The expression of the flux of particles as a function of initial concentrations can be represented for the case of activated sludge in the following way



Finally by applying the law of the conservation of mass of the solid particles and of the liquid, we can calculate the area S of sedimentation:

in which

- Q_o flow of raw liquid (in m^3/h)
- Q_i flow of liquid at a given point
- P flow of discharged sludge
- S area of sedimentation in m^2
- Q_s velocity of liquid passing the overflow (m/s)
- C_s concentration in SS (g/m^3) of the liquid from overflow
- C_p concentration in SS (g/m^3) of the liquid from underflow or bottom drain
- C_o initial concentration in SS (g/m^3) of the raw liquid
- C_i concentration in SS (g/m^3) at a given point on the height of the clarifier
- V the speed of sedimentation of the overflow liquid (m/s)

The conservation of solid substances on the one hand and of liquid on the other is expressed as:

$$Q_o C_o = Q_i C_i = P \times C_p$$

$$Q_o (1 - C_o) = Q_i (1 - C_i) = V + P (1 - C_p)$$

Recognising that $Q_s = V \times S$, we calculate

$$S = \frac{Q_o C_o}{V} \cdot \left(\frac{1}{C_o} - \frac{1}{C_p} \right)$$

As the sedimentation speed v of the smallest particles to be eliminated must be equal to or greater than V , we have:

$$S \geq \frac{Q_o C_o}{V} \cdot \left(\frac{1}{C_o} - \frac{1}{C_p} \right)$$

This equation is generalised for a given point I on the height of

clarification, of settlement and of compression of the sludge. These values are obtained by experience, by laboratory tests, and by bearing in mind the configuration of the settling tank itself.

In actual fact, the three parts of the Kynch curve relate to the calculation of different types of tanks:

BC = range of static or pulsed sludge-blanket clarifiers,

CD = range of clarifiers with a low sludge recirculation rate, for which a thickening of the sludge is desirable.

DE = range of sludge thickeners.

1.10 Determination of the zone sedimentation speed

Two methods are employed, namely direct with free sedimentation, or indirect by fluidisation.

- by free sedimentation

The sludge is allowed to settle statically and the free sedimentation speed is then measured; the curve $v = f(C)$ can then be drawn - according to Kynch - as a function of the solids concentration.

The sludge concentration can be calculated from the volume of sludge obtained after centrifuging.

- by fluidisation

The height of the sludge bed maintained in equilibrium under dynamic conditions is measured, this height being a function of the rising velocity of the liquid up to a rupture velocity bringing about the break up of the blanket and the transfer of the sludge.

Leviel has perfected a method based on this principle and which allows the sludge cohesion coefficient K to be measured.

He has shown the linear character of the graph representing the following equation:

$$v = K \left(\frac{V}{v} - 1 \right)$$

In fact, this very simple method enables one to characterise the comparative aptitude of suspensions to settlement, without physical significance (K in the equation being inversely proportional to velocity).

1.11 Sizing of clarifiers

1.11.1 Loadings

Clarifiers usually have a double function of clarification of the overflow and thickening of the sludge.

The first function is linked to the sedimentation speed of the finest particles (free sedimentation) or of the sludge blankets (flocculant sedimentation) which should be higher than the rising velocity of the liquid in the clarifier or the hydraulic surface load ($\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$).

This condition is necessary and sufficient for clarification of surface waters or for primary settlement of sewage effluents.

The second function requires a unit surface area sufficient for the thickening of the sludge such that:

$$s = \frac{t_p}{C_o h_o}$$

t_p : number of hours necessary for obtaining the sludge concentration C_p required and shown by the Kynch curve

C_o : initial concentration of SS in kg/m^3

h_o : height of settlement in m

S : unit surface area in $\text{m}^2/\text{kg}.\text{h}$.

S can be converted to hydraulic load in $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{hr}$ - or its reciprocal - the solids loading factor, expressed in $\text{kg SS}/\text{m}^2/\text{day}$.

The following sludge loading factor values are usually considered:

Primary sludge	100 to 150 $\text{kg SS}/\text{m}^2/\text{day}$	concentration 100 - 150 g/l
Activated sludge	80 to 120	" " 25 - 50 "

$$v_e = \sqrt{8 \frac{h}{f} g \left(\frac{S}{m} - 1 \right) d}$$

where h = particle size factor

0.4 for a sand

0.06 for a biological floc

f = relative friction factor

0.03 for concrete

1.11.3 Dimensions of the clarifier

The investigation of a laminar flow pattern is characterised by the Reynolds number R_e (relative to the settling tank walls and not to the particles) and by Froude's number F_r .

The expression for R_e is as follows:

$$R = \frac{v R_e}{\sqrt{\nu}}$$

where v = average velocity of circulation of the water

R = hydraulic radius of the wetted area or draught for a very large channel

$\sqrt{\nu}$ = kinematic viscosity of the water in cm^2/sec .

A Reynolds number below 500 corresponds to a laminar flow, with turbulent flow being obtained above 2,000. In practice, most tanks should operate in an intermediate or turbulent range (500 to 10,000).

Froude's number allows one to define the flow stability or suitability of the tank's resistance to disturbance factors. This is the relation between the kinetic energy and the mass of an aliquot part of the liquid.

$$Fr = \frac{V^2}{R g} = \frac{\frac{M}{2} V^2}{\frac{R}{2} M g}$$

Comparison of the two types of clarifiers

Until quite recently, longitudinal clarifiers have mainly been used as de-silting tanks or pre-settlers or (in the steel industry) for free sedimentation processes.

In actual fact, their cost price increases quickly when the depth of the water becomes appreciable, and it is then difficult to use them as thickeners.

Nevertheless, whenever these clarifiers are situated in elevated positions, and where the thickening requirements are small, it can also be interesting to use them for flocculant sedimentation thanks to the space gains which are possible.

Hydraulic studies have, in fact, shown that the hydraulic flow distribution was more difficult in these units than in circular tanks, but that providing the length of the overflows are consequently sized as required, the volume utilisation coefficient offered by rectangular clarifiers can be as good as that of the circular clarifiers having diameters below 20 to 25m and above 40m.

Currents of different densities

Very serious disturbances of the operation of clarifiers can be caused by the arrival of liquids of varying density, and this occurs in two different cases.

- where water arrives at a density higher than the average of the liquid contained in the tank; the arriving liquid descends and flows along the clarifier bottom and then towards the outlet weir, while pushing backwards the water already clarified; this phenomenon is encountered in the treatment of waters which are alternatively soft and saline (tidal waters).

- where there is heating of the water or of the clarifiers and the above currents are produced by the temperature differences which create very considerable local or general thermal currents. This is the case with clarifiers fed with temperate (pits) or reheated (prior heat exchanger) water and swept by a cold wind, or even with river water clarifiers simply heated by the sun. In this case the disturbances are solely diurnal.

These disturbances are greater the lower the surface load of the clarifier. Thus an increase of 0.5° of the water temperature in a column of water 2m high can cause a local convection current velocity of 1.8 m/s. This is very serious when the clarifiers have normal operating velocities of 0.1 to 0.2 cm/s - longitudinal flow

of the particles artificially or fixing them by capillarity to air bubbles of 20 to 50 microns in diameter. The bubble particle groups of density ρ' , of area S and of volume v have a rising velocity defined by:

$$(1 - \rho') v = K S$$

$$v = n \sqrt{\frac{(1 - \rho') v}{K S}}$$

n being an exponent varying from 1 to 2.

Air bubbles are produced in two ways:

- by pressurisation; that is to say by expansion of a solution enriched in air dissolved under a pressure of 4 to 6 bars, this solution being made up of 10 to 20% of the treated water flow. The equipment provided allows the dissolution of a 50% excess of air related to the air saturation of the total flow at atmospheric pressure. The consumption of compressed air is of the order of 15 to 45 N litres of air per m^3 of water to be treated. The Degremont Flotator introduced in 1970 changes an old technique by:

- the laminar expansion of pressurised air, avoiding the formation of large bubble disturbances.

- the mixture of raw water and pressurised water in a slow diffusion cone.

- the collection of scum from above the multiple shafts formed by a grating, which ensures a higher concentration of sludge than in the old systems.

- by electrolysis

The Flotation chamber is equipped with electrodes of corrosion-resistant material. The gaseous bubbles of oxygen and hydrogen can thus be liberated over the whole surface of the tank whilst the liquid to be treated, circulating in a current counter to the gaseous bubbles, percolates through the blanket of bubbles, thus increasing its possibilities of ascent with the floc. This process has been developed by the New Techniques Dept. of Saint-Gobain and has found its first application in France in the treatment of water containing grease and diluted soluble oils. Under a low voltage of 5 to 10 volts, the consumption of electrical power

2. SETTLING TANKS AND CLARIFIERS

Let us now briefly examine the main types of settling tanks in which only natural gravity is used; insofar as concerns tanks where centrifugal energy is also used, we shall refer to the literature already published, and particularly to the report of the T.A.S. (see references) for cyclones under pressure, which deals with the actual problem of scale separation.

2.1 Static settling tanks

These are cylindrical, cylindro-conical and even parallelepipedic tanks fitted with a central or lateral raw water inlet, with an upper peripheral or lateral overflow for the treated water and with a generally discontinuous bottom extraction of the sludge.

These very simple tanks can be used in continuous or discontinuous operation. Due to the absence of a scraper, their lower portion should be equipped with a concentrator with sloped sides of 45° to 60° ; this results in a structure of increased height when high flow-rates have to be treated. Except in special cases, this limits the use of cylindro-conical structures to those of 5 to 10 metres in diameter. Much larger parallelepipedic structures, still without scraper, can be constructed if one allows the extraction of sludge periodically over their whole surface area and if the water contains only a small volume of sludge. That is the case with mill-scale pits. The cylindrical, or cylindro-conical structures in short lend themselves to relatively deep excavation works and to a better resistance to the ground-water table pressure. They are used in steel rolling mills under the name of "hydrocyclones", a very incorrect name as no obvious centrifugal energy is developed within them.

2.2 Scraper-type clarifiers

In order to reduce the depth of the structures, the above-mentioned steeply sloping concentrators can be replaced by flat-bottom concentrators with mechanical scraping. Moreover this scraping is most often ensured by one or several vertical blades pulled or pushed along the bottom of the clarifier, the action of which is sometimes completed or replaced by pumps or a suction system (suction type clarifiers).

The drive system can be constructed around a central, totally-submerged or dry-tower structure; the latter structure allows the installation of sludge pumps which can be directly fed, without the expense of an access gallery.

All circular tanks are characterised by a scraper speed of rotation corresponding to one revolution every 20 to 40 minutes and a fixed or mobile sludge-extraction pump situated on the bridge.

- longitudinal clarifiers, consisting of parallelepipedic tanks of 3 to 15 m width and 10 to 60 m long.

They generally serve circuits in which the water to be clarified contains dense sludge and for which thickening is not particularly required or difficult. Such is the case with steel rolling-mill process water and also with blast-furnace and oxygen-converter gas scrubbing water.

The carriage controlling the scraper mechanism can run mobile on special rails or directly on a concrete path.

Equipment for scraper-type clarifiers

The raw water inlet fittings are designed:

- to distribute the waters as uniformly as possible over the complete cross-section of the clarifier.

- to receive the water with the minimum of turbulence and to occasionally dissipate excess energy.

- to avoid velocities at the bottom of the basin liable to cause sludge entrainment.

They can be of the following types:

- conical deflectors (2 to 3 times the transverse velocity)
- velocity tees 0.3 m/s.
- profiled grid
- plate deflectors

In actual fact, their cost price increases quickly when the depth of the water becomes appreciable and it is then difficult to use them as thickeners.

Nevertheless, whenever these clarifiers are situated in elevated positions, and where the thickening requirements are small, it can also be interesting to use them for flocculant sedimentation thanks to the space gains which are possible.

Hydraulic studies have, in fact, shown that the hydraulic flow distribution was more difficult in these units than in circular tanks, but that providing the length of the overflows are consequently sized as required, the volume utilisation coefficient offered by the rectangular clarifiers can be as good as that of the circular clarifiers having diameters below 20 to 25 m and above 40 m.

2.3 Accelerated clarifiers

These are clarifiers in which the enrichment of the medium with sludge is artificially ensured in such a manner as to perfect the flocculation, to increase the size of the floc, and thus its downward velocity, and eventually to place it in conditions depending on diffused clarification. This allows a very appreciable increase (2 to 3 times) of the sedimentation speed permitted in practice by the natural clarification of water merely flocculated in simple clarifiers. Flocculation and clarification are in particular combined in the same tank which is used for clarification of river water or for purification. Depending on the arrangements considered for ensuring the enrichment of the medium with sludge a distinction may be drawn between two types of sludge-blanket clarifiers.

- clarifiers with sludge recirculation amongst which we may mention:

. the Infilco Accelerator, the Degremont Turbo-circulator, in which recirculation is ensured by a central turbine; this tank is used for clarification.

. the Degremont Circulator, in which recirculation is ensured by a single ejector, without any mechanical assistance; this tank has been used for most of the carbonate-removal plants built in France during the last ten years.

. all systems using external recirculation of the sludge by a pump, a process which often risks destroying the floc.

- sludge-blanket clarifiers in which the water must percolate through

the blanket maintained in a fluidised and limited expansion. Amongst the

The development of parallel-plate clarifiers is limited by the possibilities of fouling or obstruction which increases as the spacing of the plates is diminished, but the advantages brought about by the decrease of the Reynolds number (1,000 instead of 7,000) are considerable and a better mastering of the principles of their employment allows one to hope for attractive applications. Worthy of mention are:

- the Degremont parallel-plate Pulsator
- the Shell oil separators, PPI and CPI.

3. THE CLARIFICATION OF STEEL-WORKS EFFLUENTS

The magnitude of the quantities of water used in steel production (which for an integrated complex are of the order of 200 m³ per ton of cast-iron) is well known, as is the fact that most of the water used must flow in closed circuits to reduce actual consumption to about 5 to 10 m³ per ton. Although an appreciable part of this water may be used for direct or pressurised cooling, the major part serves the various operations of gas-scrubbing, scouring or descaling during which processes, of course, the water becomes heated, and above all, polluted by suspended solids, the latter in almost all cases being of a mineral nature. These solids are present in such proportions that their elimination by clarification is most often necessary; filtration can be used for finishing treatment. This clarification will be made more difficult as the recirculation system water will run the risk of becoming enriched in unsettlable fines; for closed circuits flocculation and coagulation will sometimes become necessary.

The technical development of steelmaking processes during the last decade has had a marked influence on the sizing of clarifiers and also on the understanding of the circuits which it is important to summarise below:

3.1 Clarification of blast furnace gas-scrubbing water

The operation of blast furnaces is characterised by the generalisation of the prior operations of mineral sintering and the pelletisation of fines. In other respects, the maintenance of high back-pressures causes less rapid reactions. These two conditions bring about the production of much less (4 to 10 times) and much coarser dust than in the old installations.

It has resulted in a simplification of the method of gas-scrubbing in which physical purification is more and more reduced if not abolished to the advantage of wet purification. Thus very often the treatment simply requires a separation chamber, perhaps a cyclone, and a wet scrubber (venturi or other type) often followed by wet electrostatic purification. This development thus leads to the admission for clarification of gas-scrubbing washing waters containing larger sized granules and lower loadings than formerly.

One can also single out two cases:

- that of gas-scrubbing, in which there exists a certain physical treatment, such as that of cyclones which allow a good part of the gas dusts to be

The SS are made up of silica, iron, carbon, lime and also much smaller quantities of zinc, alumina and magnesia. In the case of 100% sintering, it is important to note that carbon can make up 50 to 70% of the dust instead of the 5 to 15% without sintering, and that this considerably effects the clarification and filtration characteristics of these waters. The particle size distribution of the dusts lies with 50% of the particles less than 30 to 40 microns, or less than 15 to 25 microns according to the extent of the physical purification.

The fineness of these dusts, which is still considerable, always justifies the use of circular clarifiers of 4 to 6 metres in height, equipped with central or peripheral driven bridges, according to the magnitude of the load to be retained.

The surface loadings considered are of the order of 1.5 to 3 m/hr for installations operating with 100% sintering.

The systematic distribution of polyelectrolyte type flocculant aids, such as the Prosedim All, is desirable when there are risks of enrichment in fines.

As the structures are fairly often sunk into the ground, it can be of interest to design clarifier outlines which avoid the construction of costly underground access galleries, and to plan pumping stations requiring less space.

In most cases, the fineness and value of the sludge does not justify their recovery, but on the contrary, necessitates their filtration except where sludge lagooning is acceptable.

Note should also be taken of the problems which can be posed by the enrichment of the waters in bicarbonate alkalinity; this can occur with non-sintered minerals and calls for a reduction of alkalinity by lime.

3.2 Oxygen converter gas-scrubbing water

The rapid development of different types of converters (Kaldo, Rotor, LD, LVP), the variations in the combustion of the gas, and the great variety of the refining phases, have made the study of clarification of wash water very difficult and particularly complicated with respect to their chemical evolution, for which the laws are nonetheless becoming better understood. It is not the object of this report to study this chemical evolution, but we must point out that its understanding will lead to a change in the choice of clarifiers, so that complete carbonate removal reactions can be ensured for waters containing calcium bicarbonate.

- dust of 50 microns and more originating from the entrainment of iron coated with slag (30 to 40%) and mainly emitted at the beginning of the refining process (apparent density 3.5 to 4.5).

The overall chemical composition is 85% of iron oxide and 15% slag.

The CaO content is from 4 to 8% according to operating conditions. In most cases the dust particles are mainly in a perfectly spherical form; this favours their aptitude for clarification.

In view of the cyclic character of the manufacturing process, the temperature is extremely varied, with 25 to 28 minutes involving dust production being used every 45 to 50 minutes of the cycle; the temperature can vary at the inlet of the clarifier from 30 to between 55° - 60°, according to the season.

Clarification is thus seen to be facilitated by the density and the size of the dust particles, but made difficult by variations of temperature and the termination of the chemical reactions of carbonate removal which produce fine precipitates difficult to clarify and capable of forming scale. The accumulation of fines by recirculation can therefore be expected, and clarification must be methodically preceded by a polyelectrolyte type of flocculation, such as the Prosedim A 11 already mentioned.

In practice, clarification is almost always carried out in two stages, the first of which is grit removal intended to remove particles of more than 100 microns.

This method satisfies the following objectives:

- to eliminate the bulky and heavy particles which would settle at the bottom of the troughs of vacuum filters and prevent their satisfactory operation.
- to allow the direct recovery of sludge having a low moisture content and therefore directly re-usable for sintering without filtration or even drying (moisture content is from 15 to 20%).
- to reduce the possibilities of clogging the clarifiers and the extraction pumps.

The preliminary settling tank, depending on its construction or the

- scraper-type rectangular tanks, with sludge extraction by pump. These clarifiers are very often built above ground level, a fact which simplifies access for sludge extraction and does not require underground galleries. As the particle size of the dust is finer but the density being greater than in the case of dust from blast furnace scrubbing, the clarifier surface loadings are noticeably of the same order of magnitude but these loadings must remain limited due to the convection currents which can predominate; the controlled use of a dispersant can be added to that of the flocculant (non sulphurous smelting).

3.3 De-scaling waters

The water used for cooling rolling mills include water used for plate descaling, for flushing scale into the flumes, for cooling the roll housings and the rolls, and the ever-increasing quantities require that particular attention is paid to the design of such circuits.

As an example, the circulating flow can be $24,000 \text{ m}^3/\text{hr}$ for a 90" hot strip mill producing 800 tons/hr, and $2,500 \text{ m}^3/\text{hr}$ for a wire mill of 55 tons/hr.

The rolling-mill circuits were therefore the first in steelmaking to require a complete recirculation, and attempts are currently being made to reduce the size of the clarifier structures as well as those used for filtration.

A relatively large amount of literature has already been published on this subject; we will mention below certain aspects concerning clarification proper:

- the scale produced represents about 15 to 25% of the steel used in a complete rolling operation, the scarfing proportion being obviously excluded.

- the particle size of this scale is varied and according to the size of the original products, i.e. ingots, blooms, slabs or billets, and according to the de-scaling pressure, the speed of the train, the temperature of the steel, and the arrangement of the roll stands. Indicative values are difficult to give and we will mention here only the example relative to the various rolling stands of a strip mill (see graph).

The scale particle size distribution can vary from flakes of a few centimetres which fall from the ingots during their removal from the furnace, to the fine red "unsettlable" dust originating at the last finishing rolls. Clarification studies must therefore rely on a good experimental knowledge of the rolling-mill water; we say experimental because even if it can now be defined scientifically (providing one has valid particle size hypotheses which can be used)

a sedimentation zone characterised by a surface loading of 15 to 40 m³/n according to the sedimentation required, or 80 m³/h if subsequent clarification is provided.

The sludge from the first stage is continuously extracted; second-stage sludge is extracted periodically. Such an arrangement clearly lends itself to good distribution, better clarification and better oil separation than in the case of hydrocyclones. The structure has a greater surface area, but its more shallow depth of 2 to 3m balances the costs of the civil engineering work.

The clarifiers themselves are of two types:

- longitudinal clarifiers, constructed in the majority of cases, with surface loadings which can vary between 3 and 10 m³/h according to the effluent or capacity required.
- circular clarifiers, used much less frequently where the extraction of sludge by grab is not possible; they are particularly suitable for intensified sedimentation of fine dusts (in order to recirculate the water without filtration for example). They are thus used with loadings of 2 to 6 m³/h, and can therefore be equipped with a central or peripheral drive.

The sludge extracted from the clarifiers is discharged to the pelletisation or sintering plants according to the moisture content, vacuum filtration not generally being justified.

3.4 Clarification of surface water

Surface water used for make-up purposes must undergo clarification treatment with coagulation if it cannot be directly treated by filtration. As this water is mainly charged with colloids and generally only lightly charged with SS, it is suitable for flocculant clarification (the Allen flow pattern).

According to the pH and the TAC of these waters, coagulation can be carried out with aluminium sulphate or ferric chloride, the reaction being completed by the addition of a polyelectrolyte type of flocculant. The use of lime for clarification is rare.

The clarifier which can be used in most cases is the Pulsator which is used with loadings of about 3 to 4 m³/h, the additional technique of parallel plates permitting loadings of 5 to 6 m³/h to be envisaged.

The possibility of clarification by pressurised air flotation of slightly-mineralised cold water (coagulation produces a very light floc) should be noted for reference.

3.5 Clarification of waste water

In steel production, the only waste water is that which is not suitable for recirculation and which is mainly of three types:

- ammoniacal phenolised water from coke ovens
- acid descaling water from cold rolling
- oily water from grease removal or soluble diluted oils from cold rolling.

3.5.1 Ammoniacal phenolised water generally undergoes a process for removal of phenols by aerobic biological purification during the course of which the colloidal matter and the dissolved organic matter undergo a reduction and an adsorption by the bacterial floc, making up the activated sludge. After passing through the aeration tank the water contains 2 to 4 g/l of these sludges which it is necessary to separate by sedimentation with a view to recycling them to the aeration tank or to thicken and filter them. Considering the high volume of the sludge, sedimentation is of the zone type and is carried out in circular clarifiers, with peripheral drive, and preferably with suction extraction because of the extreme lightness of the sludge. The surface loadings to be considered are low and of the order of 0.5 to 1 m/h. As the sludge extracted has concentration rates of 10 to 12 g/l, it must be thickened in thickeners from which it can be extracted at concentrations of 15 to 20 g/l, depending on whether or not there is an addition of lime. This addition of lime also enables acidic and nauseous anaerobic fermentation to be avoided in warm weather.

3.5.2 De-scaling process water contains ferrous ions and hydrochloric or sulphuric acids. Depending on the method of purification, the water to be treated can have extremely variable and sometimes very high acidities and iron concentrations. It is important to pay considerable attention to the understanding and above all to the operation of these treatment plants, as the ferrous or ferric hydroxide sludge produced by the neutralisation of the waste water filters badly, and attains a sufficient outlet separation only with difficulty. The discharge of excessive amounts of sulphuric acid also risks concentrations of SO_4 being entrained in the water; as a result the precipitation of calcium sulphate in addition to the hydroxides is brought about by their neutralisation with lime. This would certainly improve the filterability of the sludge but would require complementary precautions against scaling. In general cases, the concentrations of H_2SO_4 and FeSO_4 in these waters ought to be of the order of 60 to 100 mg/l and 100 to 150 mg/l respectively. By neutralisation, these values bring about the

3.5.3 Water from the removal of greases containing different soaps, oils and fatty mineral or vegetable acids (Palm oil, Tinol, etc) should generally be coagulated and flocculated by slight acidification and the addition of an aluminium salt. The natural tendency of the sludge to float and not to settle should not be reversed by the addition of lime, but favoured by the use of clarification by flotation.

The use of flotation with surface loadings of 3 to 5 m/h is possible; electro-flotation can be used for very warm waters containing a certain amount of minerals, and flotation by pressurisation for cold or tepid waters containing all types of minerals.

The difficulty of thickening this type of sludge on a vacuum filter requires the obtention of a maximum concentration during clarification; this is why the use of flotation, - and particularly its surface scum thickening process which facilitates the attainment of the greatest concentrations - is now being widely developed.

Particle Size Distribution Curves of a Strip Mill Effluent

Accumulation
percentages

Roll stands

F5 F7

Roll stands

F4

Roll stands

F₁ F₃

Roughing stands

Furnaces

Microns

Particle size

SECRET

- | | |
|---|---|
| - Cast Iron and Steel | Dunod |
| - Hydrocyclones - Chanterreau | Technical Association of the
French Steel Industry
January 1969 |
| - Water economy in steelworks | O E C E Report 228 |
| - Management of water in the Iron
and Steel Industry | Iron and Steel Institute
151 P 128 |

Section 2 A

Section 2 B

Oil pit

Extraction pump

Rotary oil
collection channel

V channel

Rolling mill clarifiers

High rate collection of sludges by grab

Section A A

Section B B

Draw-off pump

Oil pit

Extraction pump

Rotary oil
collection
channel

V channel

Rolling-mill water clarifiers

Sldge collection by pump or air-lift