El problema principal involucrado en esta acción radica en la oposición popular y en el costo que representa indemnizar a - los invasores de cauces y zonas federales.

Este problema presenta dos diferentes soluciones:

a).- Indemnizar únicamente a las personas que tengan título - de propiedad y de acuerdo con los valores señalados en - el catastro.

b).- Trasladar a los afectados a un nuevo asentamiento, para aprovechar la economía de escala.

Sin embargo, la acción deberá basarse en el convencimiento previo de los beneficios que esto acarreará a la región y a cada - uno de los afectados.

8.2.- Rectificación y Saneamiento de Cauces.

Con el fin de facilitar el escurrimiento de las aguas y para evitar que los arroyos se conviertan en conductos de aguas residuales domésticas, es necesario rectificar los cauces de acuer

do con las características hidráulicas requeridas para permitir el escurrimiento de las avenidas producidas por tormentas con un período de retorno mínimo de 15 años.

Además se requerirá instalar atarjeas marginales para captar las aguas residuales domésticas y dejar preparadas las conexiones para más descargas, así como la tubería para el abastecimiento del agua potable.

Indudablemente que las obras de saneamiento redundarán en la elevación del nivel de vida de la población aledaña al cauce y evitarán en parte que éste se tome como tiradero de basura.

8.3.- Obras de Ornato en la Zona Federal.

Considerando que las obras que se ralicen tienen un interés social, se propone llevar a cabo algunas obras de embellecimiento de la zona federal, estas obras están pensadas en forma tal que protejan la zona federal, sirvan como andadores y aún como lugar de esparcimiento para los pobladores y faciliten el acceso a los cauces para llevar a cabo la operación y el mante-

nimiento apropiado.

8.4.- Beneficios.

Entre los beneficios derivados de este proyecto se podrían mencionar los siguientes:

a).- La recuperación de áreas de propiedad federal, labor que indiscutiblemente resulta indispensable, no obstante los problemas que se ha mencionado, los cuales irán disminuyendo de acuerdo con el avance de las obras y acciones que requieren efectuarse.

b).- Conservación de la estética de la ciudad.

Siendo el turismo la fuente principal de divisas en la ciudad, resulta lógico que para cada proyecto, se piense en el impacto que tendrá en dicha actividad. El proyecto señalado resulta - benéfico en dos diferentes aspectos.

1).- La calidad estética de la zona recreativa aumenta al disminuir las basuras en ella.

2).- Las obras de ornato que se ralicen en los cauces, además de lograr una mayor belleza, producen una magnífica im-- presión de limpieza.

RECIPIENTE DESARENADOR EN ARROYOS

Al ocurrir un cambio de sección ocurre una transición en la velocidad del agua, por lo tanto si se tiene el canal de 4.0mts de ancho y el agua lleva una velocidad de 2.5mts./seg. con un tirante de 1.0mts., entonces el gasto es de $10m^3$/seg.

La velocidad del agua en el recipiente de sedimentación quedará comprendida entre 0.1 y 0.5m/seg., procurándose que la turbulencia sea reducida por medio de un salto hidráulico a la entrada.

De la obra de KOHEN, AUSBAU der WASSER KRAFTEN, der Ingenieurwissenshaft (según Du Buat); las velocidades límite para la arena es 0.26mts./seg. y para esto la sección de desague debe tener un valor de Q:

$0.26=4Q(m^3/seg.)$, como la separación de las partículas no se produce inmediatamente después de que se alcanza la velocidad límite entonces el agua deberá mantener esa velocidad durante unos minutos, dependiendo de la profundidad suponiendo que sean 6 minutos, entonces el agua recorrerá una longitud de 90mts. aprox. Por lo tanto la capacidad útil para el movimiento del agua será:

$$4X90\ Q= \ 360\ Qm^3$$

Suponiendo que el espacio de los sedimentos es 3 horas y que el caudal sólido sea de 4 partes por 1000 entonces el volúmen ocupado por los sedimentos es:

$$Q \times 3(hr) \times 3600\ (seg./hr) \times 0.004 = 43.2\ Qm^3$$

La capacidad total del desague será por lo tanto de:

$$400\ Qm^3 \text{ aprox.}$$

En un buen depósito de sedimentación, se debe procurar que la -- arena depositada pueda ser expulsada con poco gasto de agua y -- por la acción de esta. Es conveniente disponer el fondo del depósito de manera que cuando se abran las compuertas de desague, situadas en él, se efectúe, hacia ellas, una fuerte velocidad -- que arrastre lo sedimentos y que estos queden en el depósito para sedimentos. Lo más conveniente sería dar una pendiente que - corresponde al talud natural de las arenas mojadas (bajo las -- agua), o ea de 1:3 a 1:4, y así al abrir las compuertas con esa a agua serían arrastrados los sedimentos.

(Saltos de Agua y Presas de embalse, Tomo I, pag. 554).

Para el gasto de $10m^3$/seg., se tiene una área de sección transversal de:

$$Area = 4X10\ (m^3/seg.)$$

$$Area = 40m^2$$

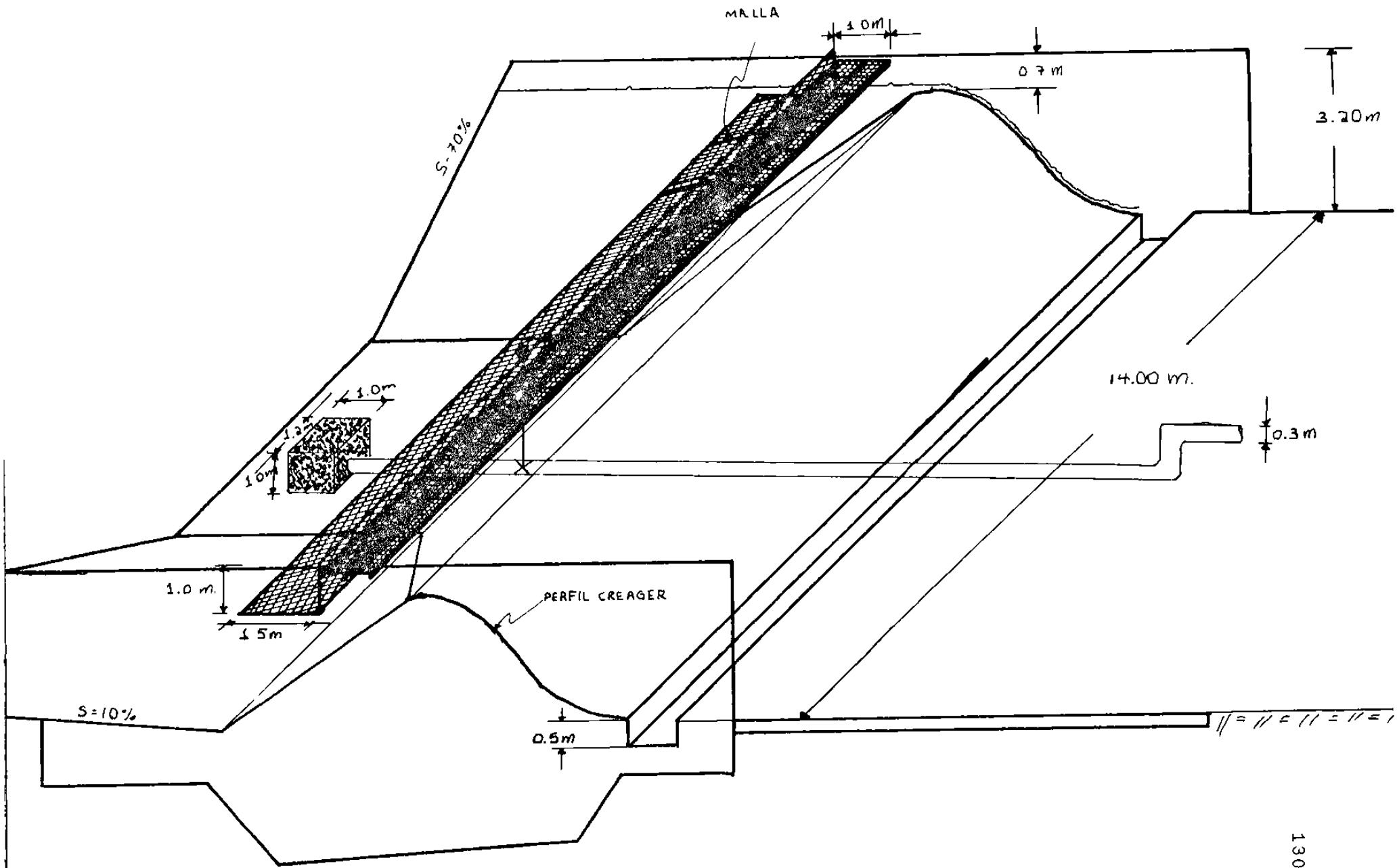
Considerando un ancho del desarenador igual a 3.5 veces el ancho del canal, entonces el ancho es,

$$Ancho = 3.5X4.0\ (m)$$

$$Ancho = 14.0m$$

Por lo tanto la altura del desarenador es= 2.5m aprox. y la longitud total = 90m.

El croquis del desarenador propuesto se presenta a continuación.



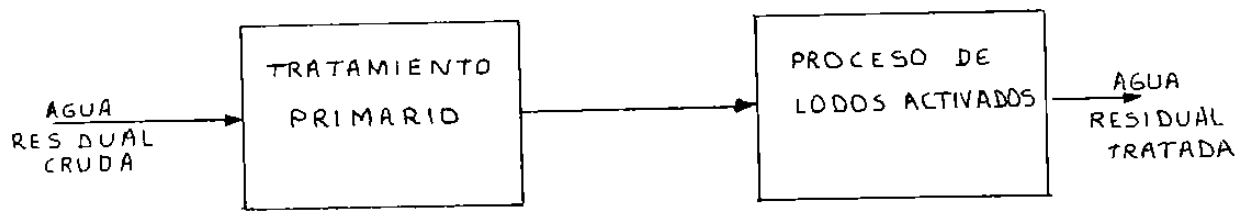
EQUIPO DE SANEAMIENTO DE CAUCES

CAPITULO IX

PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

La estrategia de lodos Activos con disposición en la tierra, posee una regular sensibilidad a fluctuaciones, una regular necesidad de operación y una regular magnitud de fallar debido a errores de operación o por inactividad del operador.

El esquema del proceso propuesto es el siguiente:



9.1.- Descripción del Sistema Propuesto.

9.1.1.- Tratamiento Primario.

El tratamiento primario se relaciona con la eliminación de sólidos de las aguas de desecho, incluye la eliminación de sólidos sedimientables, sólidos gruesos (voluminosos) y sólidos suspendidos.

La eliminación de sólidos gruesos se hace por medio de cribado y/o aparatos desmenu zadores. El cribado incluye cribas - de barras y los aparatos desmenuzadores incluyen conmintors,- barminutors y bombas desmenuzadoras.

Los aparatos de cribado se relacionan con el atrapamiento de sólidos gruesos que flotan y su remoción subsecuente. Los aparatos desmenuzadores, cortan o muelen los sólidos gruesos - para permitir su paso a las unidades subsecuentes de remoción.

La eliminación de sólidos sedimentables o arena se efectúa -- por medio de un canal desarenador, el cual elimina los sóli-- dos abrasivos del agua de desecho y proporciona protección -- del equipo mecánico y reduce los depósitos de arena en los e- quipos localizados aguas abajo.

La sedimientación primaria involucra la separación y eliminación de partículas suspendidas que son más pesadas que el agua y más ligeras que el agua. Las partículas más pesadas que el agua son eliminadas por un asentamiento gravitacional. Los -- sólidos más ligeros que el agua flotan, formando una delgada - capa la cual es eliminada por medio de un rastrillo superfi- - cial . La eliminación de material sedimentable y el que flota,

reduce el contenido de sólidos suspendidos en un 50 a 65% con una reducción asociada en DBO de 25 a 40%.

Normalmente, los tanques de sedimentación primaria son diseñados para proporcionar de 90 a 150 minutos de tiempos de retención basado sobre la razón del promedio diario de flujo del agua de desecho.

Los tanques de sedimentación primaria que preceden al tratamiento biológico secundario, normalmente son diseñados para proporcionar de 30 a 60 minutos de tiempo de retención.

Corrientemente, los tanques de sedimentación son diseñados sobre la base de razones de carga superficial, se basa sobre el promedio deiario de flujo y se expresa como litros por día-metros cuadrados (Lts/día - m^2) de área superficial de tanque.

Debe darse énfasis en que las razones de flujo superficial deben ser lo bastante bajas para asegurar una operación satisfactoria para los flujos hidráulicos pico.

9.1.2.- Proceso de lodos activados

Descripción:

La necesidad para incrementar el grado de purificación de las aguas de desecho ha creado un creciente interés en el proceso de lodos activados.

El proceso de lodos activados el cual fué desarrollado en Inglaterra hace cerca de 65 años involucra la producción de una masa suspendida de microorganismos en un reactor, para degradar biológicamente los compuestos orgánicos solubles en las aguas de desecho, produciendo dióxido de carbono, agua, microorganismos y energía.

El agua de desecho conteniendo compuestos orgánicos solubles es alimentada al rector aeróbico (tanque de aereación) el cual proporciona 1). El aire requerido por los microorganismos para oxidar bioquímicamente los desechos orgánicos, y 2) Un mezclado para asegurar un íntimo contacto de microorganismos con el desecho orgánico. Los contenidos del reactor aeróbico son referidos a sólidos suspendidos del licor mezclado (SSLM). En el reactor aeróbico, los desechos orgánicos son metaboliza-

dos para proporcionar los factores de energía y crecimiento para la producción de más microorganismos con eliminación - de dióxido de carbono y agua como productos metabólicos finales. Los sólidos suspendidos de licor mezclado fluyen del - tanque de aereación a un tanque de sedimentación el cual proporciona un asentamiento para permitir la separación de los sólidos biológicos del agua de desecho tratada. La mayoría - de los sólidos biológicos sedimentados son reciclados como lodo activado de retorno (RAS) hacia el reactor aeróbico para - proporcionar una masa de microorganismos para el continuo tratamiento del agua de desecho de entrada. La recirculación y la eliminación de sólidos biológicos (microorganismos) del reactor; asegura una razón apropiada de la entrada de los desechos acuosos a la población de microorganismos (comida a microorganismos, o una razón Q/M), la cual es crítica para una eficiente biodegradación de los compuestos del desecho orgánicos solubles.

La razón Q/M es el factor de carga del proceso y es expresado como Kgs de DBO_5 aplicado por día por Kg de SSVLM (sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado), Kg DBO_5/día/Kg SSVLM contenidos en el sistema de tratamiento. Este factor puede ser

usado en conjunción con los conocimientos de requerimientos de aire y la capacidad para maniobrar el sistema de sólidos. Por esta razón es práctica común para consideraciones de diseño usar cargas volumétricas (Kgs DBO_5/m^3 del tanque de aereación). Usando estos dos factores se asegura la operación efectiva del sistema de lodos activados.

El proceso de lodos activados es muy flexible y puede ser utilizado por el tratamiento de casi cualquier tipo de desecho biodegradable.

El uso de clarificadores primarios previos a los recipientes de aereación de lodos activados proporcionan un amortiguamiento o control de las variaciones en los flujos de desechos.

Algunos factores del medio ambiente afectan al crecimiento de los microorganismos. Los más importantes son la temperatura, PH, abastecimiento de oxígeno, obtenibilidad de nutrientes, y tipo de sustrato.

La eficiente y sucesiva degradación biológica de desechos orgánicos, requiere de una cantidad mínima de nitrógeno y fósfo

ro para la síntesis de nuevas células. En algunas ocasiones las cantidades de nitrógeno y fósforo son deficientes y causan deficiencias en la remoción en los sistemas de tratamiento biológico. El nitrógeno puede ser añadido en forma de nitrógeno amoniacal a causa de que el nitrógeno de nitritos y - nitratos no son usados rápidamente por los microorganismos. - Algunas sales de fósforo solubles pueden ser usadas para que sean asimiladas por los microorganismos. Generalmente una relación de DBO_5: N: P de 100: 5: 1 es considerada como óptima para los requerimientos nutricionales de los microorganismos usados en el tratamiento biológico de desechos.

El equipo de aereación y las bombas de retorno de lodo son las piezas principales del equipo que dependen de una fuente de -- energía constante. Además proporcionando un tratamiento contínuo requerirán de una fuente de energía de emergencia.

Características operacionales y parámetros de diseño del proceso de lodos activados.

Sedimentación Primaria	——	Usualmente usada
Modelo de Flujo	——	Flujo tapón
Sistema de Aereación	——	Aire difundido
Período de Aereación	——	3 - 6 Horas
Sedimentación Secundaría	——	Si
Flujo de Lodo de Retorno	——	25 - 50%
Carga DBO (Kgs/día/Kg SSVLM)	——	0.25 - 0.50
Edad del Lodo	——	3 - 6 días
Remoción de DBO_5	——	85 - 95%
Aplicación	——	En general a un amplio rango de desechos.
Factor de Carga	——	0.8 Kgs de DBO/m^3

(Ref. Municipal SEWAGE TREATMENT, EPA).

9.2.- Descripción del Sistema de Descargas Al Mar.

De los datos presentados en la tabla # 1 se estima lo siguiente:

El tunel emisor de Mozimba está diseñado para alcantarillado -- pluvial y el tunel emisor de Playa Olvidada es para el sistema de alcantarillado sanitario. En el crucero de las calles Constituyentes y 16 de Septiembre existe un transporte de agua del

colector de drenaje sanitario al colector de drenaje pluvial. Esto se debe a que sobre la calle 16 de Septiembre existe un taponeamiento en el colector del drenaje sanitario. Por lo - tanto el agua negra que llega al túnel emisor de Playa Olvida da es producto del sistema ejido y del sistema Mozimba (aprox. 50 L/Seg.).

Los resultados de laboratorio que se considerarán, serán un -- promedio de los gastos con sus respectivas concentraciones, como si se tratara de un mezclado ya que las muestras de ambos - túneles emisores se tomaron en época de estiaje y además antes del mezclado de ambos sistemas (Por el sistema de drenaje pluvial circulaba un gasto aproximado de 2 1/seg.). Otra razón - para considerar las descargas de ambos túneles emisores se basa en los resultados de laboratorio obtenidos que son característicos de descargas de drenajes sanitarios.

9.3.- Cálculo del Gasto.

De acuerdo al diseño del canal que es cóncavo en su parte baja y con paredes verticales se tiene lo siguiente:

con la ecuación de Manning y usando la gráfica de Y/D VS $\frac{Q\eta}{S^{1/2} D^{8/3}}$

considerando un canal circular de acuerdo a como funciona generalmente, se tiene que.

Para: Y = 0.295 m.
D = 9.40 m.
Y/D = 0.0314

para un canal circular se obtiene:

$Q X \eta / S^{0} X^{5} D^{2.66} = 0.0005$

Considerando:

η = 0.015 (concreto áspero)

S = 0.0012

D = 9.40 m.

$Q = \frac{5 \times 10^{-4} \times (12)^{1/2} \times 10^{-2} \times (9.4)^{8/3}}{15 \times 10^{-3}}$

$Q = \frac{(12)^{0.5} \times (9.4)^{2.66} \times 10^{-3}}{3}$

Q = 453.76 L/Seg.

De acuerdo a las condiciones medias de los aforos efectuados.

Si se estima que el gasto medio que descarga por el túnel emisor de Playa Olvidada es de 50 L/Seg., entonces el Q total = 504 L/Seg.

La población de la Ciudad de Acapulco con ectada a los servicios de agua y drenaje son (% y % respectivamente), estimar que ésos servicios (especialmente los de alcantarillado sanitario) se dupliquen para el año 1980 y también esperando que el área máxima que puede ser urbanizada está practicamente ocupada, podemos estimar que el gasto futuro de diseño sea el siguiente:

Q = 504 L/Seg. + Q (conexiones de descarga faltantes) + Q (nuevas conexiones de descarga 1980)

Q = 504 L/Seg. + 168 L/Seg. + 125 L/Seg.

Los 168 L/Seg. representa un 33% del gasto actual y que representaría un au -

mento de gasto a causa del aumento en los servicios de alcantarillado. Los 125 L/Seg. se basa en un aumento (en un 25%) de las áreas urbanizadas y de los -- servicios de abastecimiento.

Q total de diseño = 797 L/Seg.

Si se le añade un 30% como un factor de seguridad de diseño, se obtiene Q diseño = 1040 L/Seg. (considerando en el 30% un aumento en el gasto a causa de los abastecimientos pico y del aumento en el gasto a causa de la época de-avenidas).

De acuerdo a la siguiente ecuación se calcularán los valores de los paráme--- tros (X) que se utilizarán para el diseño de la planta de Tratamiento de a--- guas negras

$$X = Q_1 xX_1 + Q_2 xX_2 / (Q_1 + Q_2)$$

X_1 = valor del parámetro en Mozimba (mg/L)

Q_1 = gasto en Mozimba (L/seg).

X_2 = valor del parámetro en Playa Olvidada (mg/L)

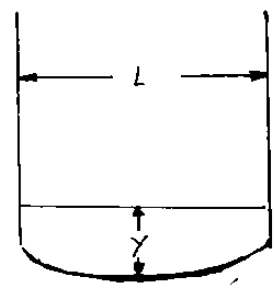
Q_2 = gasto en Playa Olvidada (L/Seg.)

El dimensionamiento de la planta de tratamiento de aguas negras contempla gastos del orden de hasta 50% del gasto de diseño (según las variaciones del turismo).

La localización de la planta se localiza en el plano anexo (Plano No. 3)

Cálculo de la Gráfica para obtener la curva de gastos contra tirantes en el - canal de descarga al mar del túnel emisor Mozimba de aguas pluviales (funcionando con aguas negras), en Acapulco, Gro.

Datos



S = 0.0012

D = 9.40 m.

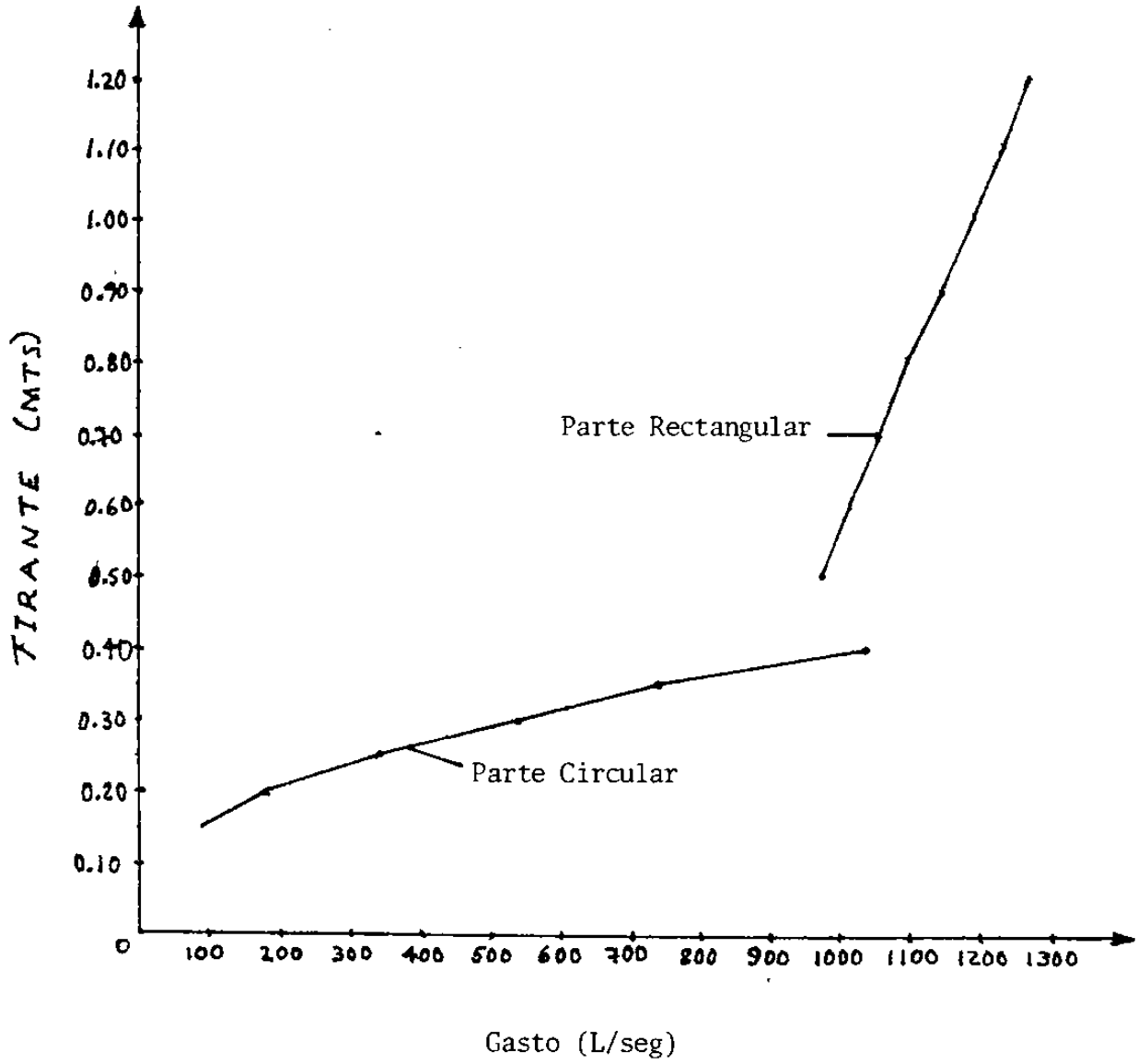
η = 0.015

b = L = 3.90 m.

$\eta/s^{0.5} \quad D^{2.66} = 1.1$

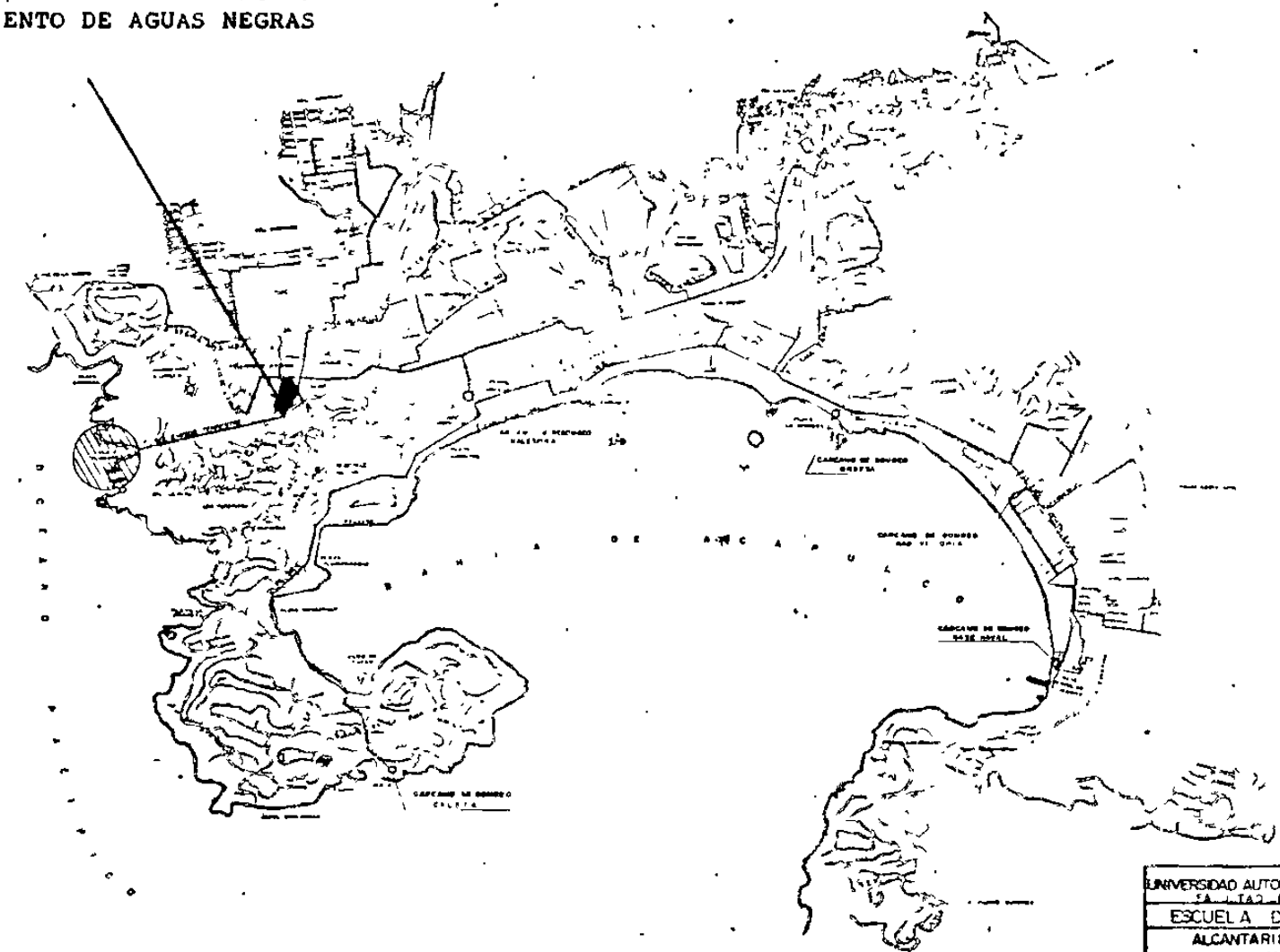
Caracterización de las descargas de los colectores del drenaje pluvial y sanitario de la Ciudad de Acapulco, Gro.

P a r a´ m e t r o s	Concentración - en la descarga - del sistema Pluvial-Mozimba (1)	Concentración- en la descarga del sistema sanitario Playa-Olvidada (2)	Valores promedio que - se considerarán para- el diseño - de la planta de tratamiento de aguas negras.
Temperatura (^0C)	29	28	28.81
PH	7.2	7.1	7.18
DBO_5 (mg/L)	200.0	220.0	203.7
DQO (mg/L)	650.0	1000.5	714.9
Grasas y Aceites (mg/L)	1062.0	39.0	872.5
SAAM (mg/L)	2.81	20.0	5.99
N-Org. (mg/L)	2.91	7.61	3.78
$N-NH_3$ (mg/L)	21.78	17.02	20.90
$N-NO_3$ (mg/L)	0.684	0.847	0.714
Fosfatos Totales (mg/L)	3.084	3.084	3.084
Coli. Totales (NMP/100 ml)	110×10^6	24×10^6	94.07×10^6
Coli. Fecales (NMP/100 ml)	110×10^6	24×10^6	94.07×10^6
Sólidos totales (mg/l)	3770	4150	3840.3
Sól. tot. volátiles (mg/l)	2820	2640	2786.6
Sól. tot. fijos (mg/l)	950	1510	1053.7
Sól. susp. totales (mg/l)	223	307	238.55
Sól. susp. volátiles (mg/l)	143	153	144.85
Sól susp. fijos (mg/l)	80	154	93.70
Sól. disueltos. Tot.(mg/l)	3547	3843	3602
Sól. disueltos. Volát. (mg/l)	2677	2847	2642
Sól. disueltos. fijos (mg/l)	870	1356	960



Gráfica que muestra la variación del flujo en el canal de descarga de drenaje pluvial Mozimba (funcionando con aguas negras) en Acapulco, Gro.

LOCALIZACION DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS NEGRAS



UNIVERSIDAD AUTONOMA DE NUEVO LEON
FACULTAD DE INGENIERIA CIVIL
ESCUELA DE GRADUADOS
ALCANTARILLADO SANITARIO
ACAPULCO, GRO
JOSE LUIS BUENO ZAMORA
MONTERREY N.L. | E.S.A.A. | S.D.D. | PLANO Nº 1

9 4.- Medidor Parshall

Para un gasto de 1040 l/seg (36.72 ft^3/seg) se selecciona un rango de operación (por los afluentes pico que se puedan presentar) de :

Qmax = 50.4 ft^3/seg a Qmin = 0.97 ft^3/seg del cual se obtienen las si---- quientes dimensiones :

	fts.		mts.	
W =	3.00	-	0.91	(Tamaño del medidor)
A =	5.50	-	1.68	Qmax = 1427 l/seg
B =	5.396	-	1.64	Qmin = 27.47 l/seg
C =	4.00	-	1.22	
D -	3.156	-	0.96	
-	3.000	-	0.91	
F =	2.000	-	0.61	
G =	3.000	-	0.91	
K -	0.250	-	0.08	
N =	0.750	-	0.23	
X =	0.167	-	0.05	
Y =	0.250	-	0.08	

El escalón Z del medidor.

$$Z = \frac{Qmax \quad (1.1\,(Qmin/(4.1w))^{0.667}) - Qmin\,(1.1(Qmax/(4.1w))^{0.667}))}{(Qmax\ Qmin)}$$

$$Z = \frac{50.4(1.1(0.97/(4.1x3.0))^{0.667}) - 0.97(1.1(50.4/(4.1x3.0))^{0.667}))}{(50.4-0.97)}$$

Z - 0.150 ft

El t'rante o nivel máximo en el medidor

$$Dmax = 1.1\ (Qmax/(4.1w))^{0.667} - Z$$

$$Dmax - 1.1\ (50.4\ (4.1x3.0)^{0.667} - 0.150$$

Dmax 2.67ft = 0.81 m

9.5.- CANAL DE ENTRADA

Se recomienda una velocidad en el canal de 0.6 a 0.9 m/seg, seleccionada una velocidad media de 0.75 m/seg se tiene lo siguiente:

El ancho del canal se calcula considerando el tirante Dmax del medidor -- Parshall, por lo tanto de la definición de gasto (velocidad por una sec-- ción transversal), obtenemos el ancho del canal de entrada.

ancho = Qmax / (velocidad x Dmax)

Sustituyendo valores:

ancho = 1.427 (m^3/seg)/ (0.75(m/seg) x 0.81m))

ancho = 2.35 m

Del Nomograma de Manning se calcula la pendiente hidráulica del canal (-- con una η= 0.013)

Teniendo como dato Y/b = 0.81 m/2.35 m = 0.344

Del ábaco y/b vs Q η / $S^{0.5}$ $b^{2.66}$ se obtiene

$Q_{diseño}$ x η / $S^{0.5}$ $b^{2.66}$ = 0.115

Despejando S y sustituyendo:

$S = (Q_{diseño} \times \eta / (0.115 \times b^{2.66}))^2$

$S = (1.040\ (m^3/seg) \times 0.013 / (0.115 \times (2.35)^{2.66}))^2$

S = 0.00014

Se consideró una longitud del canal de entrada de 15 mts, entonces las -- pérdidas de carga son:

$S = h_f/L$

$h_f = S \times L$

Sustituyendo valores:

$h_f = 1.40 \times 10^{-4} \times 15$ m

$h_f = 2.10 \times 10^{-3}$ m

9.6 CRIBA DE BARRAS.

Se recomienda para su diseño que el ancho del canal sea 2.0 veces el ancho del canal de entrada.

Los datos necesarios son:

La separación entre las barras = SEB = 15.0 mm = 0.015 m

El espesor de las barras = EDB = 6.3 mm = 0.0063 m

La altura vertical de las barras = Dmax = 2.06 m

La inclinación de las barras (se recomienda de 45°a 60°)

Cálculo del ancho del canal:

ancho = 2. x ancho del canal de entrada

Sustituyendo:

ancho = 2.- x 2.35 m

ancho = 4.7 m

La longitud de las barras (LDB) es la siguiente:

LDB = 0.81 / Sen (50°) + Longitud para operación y mantenimiento.

LDB = 1.06 m + 0.44 m

LDB = 1.50 m

El número de las barras (NUB), se obtiene de la siguiente manera:

NUB= ancho del canal /(SEB+EDB) + 1

Sustituyendo

NUB = 4.7 m/ (0.015 m + 0.0063 m) + 1

NUB = 222 barras

Las pérdidas de carga en las rejillas se calculan de la siguiente ecuación:

$$h_f = \beta \times (W/b)^{1.333} \times (Qmax/(bxDmax))^2 \times Sen\ \theta/2g$$

Donde:

Beta= β = 2.42

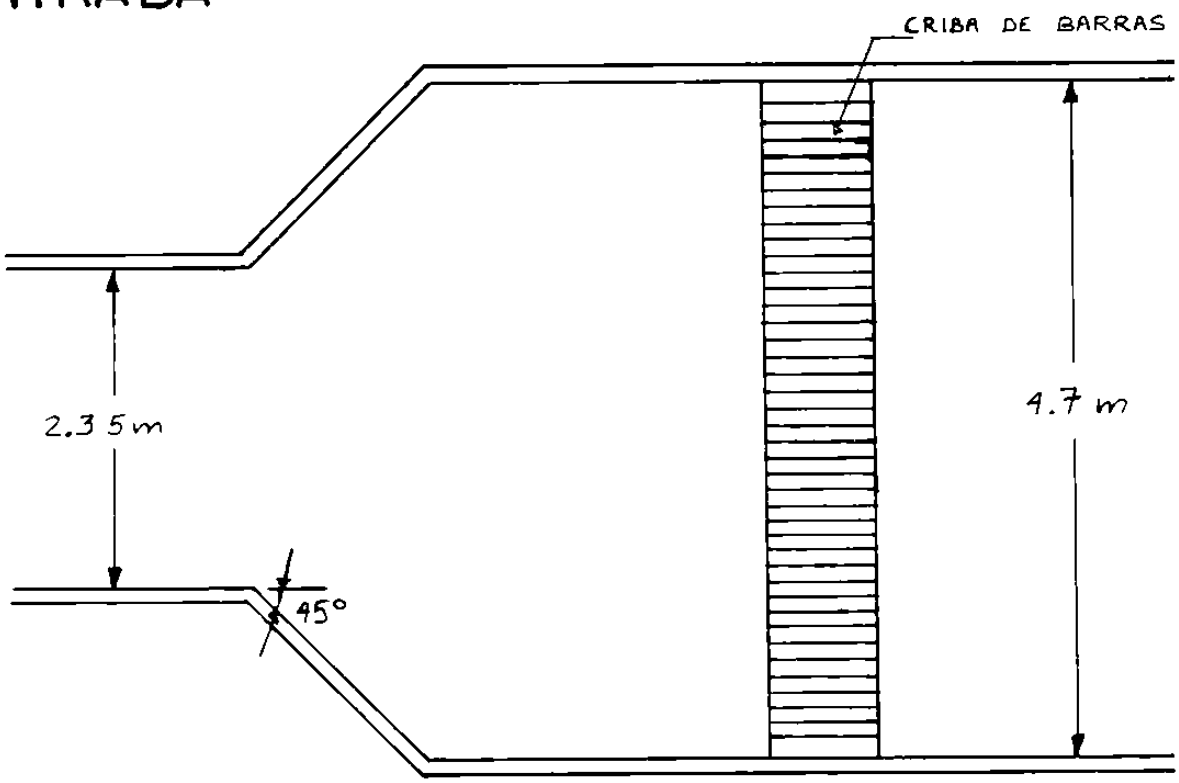
θ = 50°

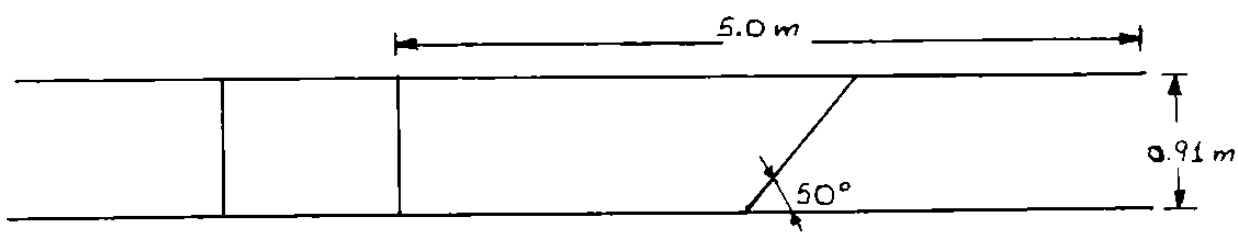
W es la longitud horizontal que ocupan las barras

b es la longitud horizontal que ocupan los claros

CANAL DE ENTRADA

CANAL DE REJILLAS





ESCALA 1:50

por lo tanto, el ancho del canal = W + b

g = aceleración gravitacional constante = 9.8 m/seg^2

Sustituyendo valores:

$$h_f = 2.42 \times Sen\ (50°) \times (\ ancho/((NUB - 1) \times SEB) - 1\ )^{1.33} \times (Qmax/((NUB-1) \times SEB \times Dmax))^2 / 2 \times 9.8$$

$$h_f = 0.09458 \times (4.7m/((222-1) \times 0.015m) - 1)^{1.33} \times (1.427(m^3/seg)/((222-1) \times 0.015m \times 0.81m))^{2.0} \times 0.28$$

$$h_f = 0.01m$$

La longitud del canal, la estimo en 5 mts.

9.7 DESARENADOR.

Es un canal alargado o como en este caso un recipiente circular, en el cual la velocidad del flujo a través de el es controlada de tal manera que sólo los sólidos más pesados, como la arena, con una medida de 0.2 mm o más grandes, son depositados, mientras los sólidos orgánicos más ligeros salen del desarenador en suspensión. La eliminación de la arena es necesario para la protección del equipo.

Muchas condiciones afectan la cantidad de arena que se puede obtener. En un estudio de sesenta plantas (J.R. Thoman, S. and I.W., september, 1951, pag. 1110). se reportó una variación de 0.76 a 4.8 Ft^3(de arena)/10^6 galones para drenajes separados.

El material depositado (arena) se dispone principalmente en fosas, sobre la tierra y como relleno. Los períodos de retención recomendados por la mayoría de los estados en los E.U.A. (Babbit, pag. 422) varía entre 30 y 60 segundos. La remoción continua de las partículas depositadas se hace mediante mecanismos como los de la Dorr Company's Detritor, Link Belt's Straightline, Circuline equipment, y Jeffrey Manufacturing Company's digrit.

Para el gasto que se tiene, considerando un tiempo de retención de 30 se-

gundos el volúmen del desarenador es:

Volúmen = Gasto x tiempo

Sustituyendo:

volúmen - 1.040 (m^3/seg) x 30(seg)

volúmen = 31.2 m^3

Para un tirante de 0.8 m en el desarenador, entonces el diámetro es; para cada uno de los dos desarenadores propuestos:

Diámetro = 2 (volúmen/ π x h)$^{0.5}$

Sustituyendo:

Diámetro = 2(15.6 (m^3)/(π x 0.8 (m)))$^{0.5}$

Diámetro = 6.2 m

SELECCION DEL DESMENUZADOR

Para un gasto de diseño de 23.74 MGD se tienen las siguientes especificaciones:

De la tabla 1 de "CHICAGO" COMMINUTOR ENGINEERING BULLETIN (Chicago Pump-Company) se obtiene una medida de 36A como no está dentro de especificación el gasto que se maneja, se seleccionan dos desmenuzadores de 11.87 - MGD de capacidad de medida 36A.

La diferencia de nivel del líquido antes y después de cada desmenuzador - es de 8 pulgadas (ver las siguientes figuras), los datos generales:

Pendiente promedio 3/8 pulgada

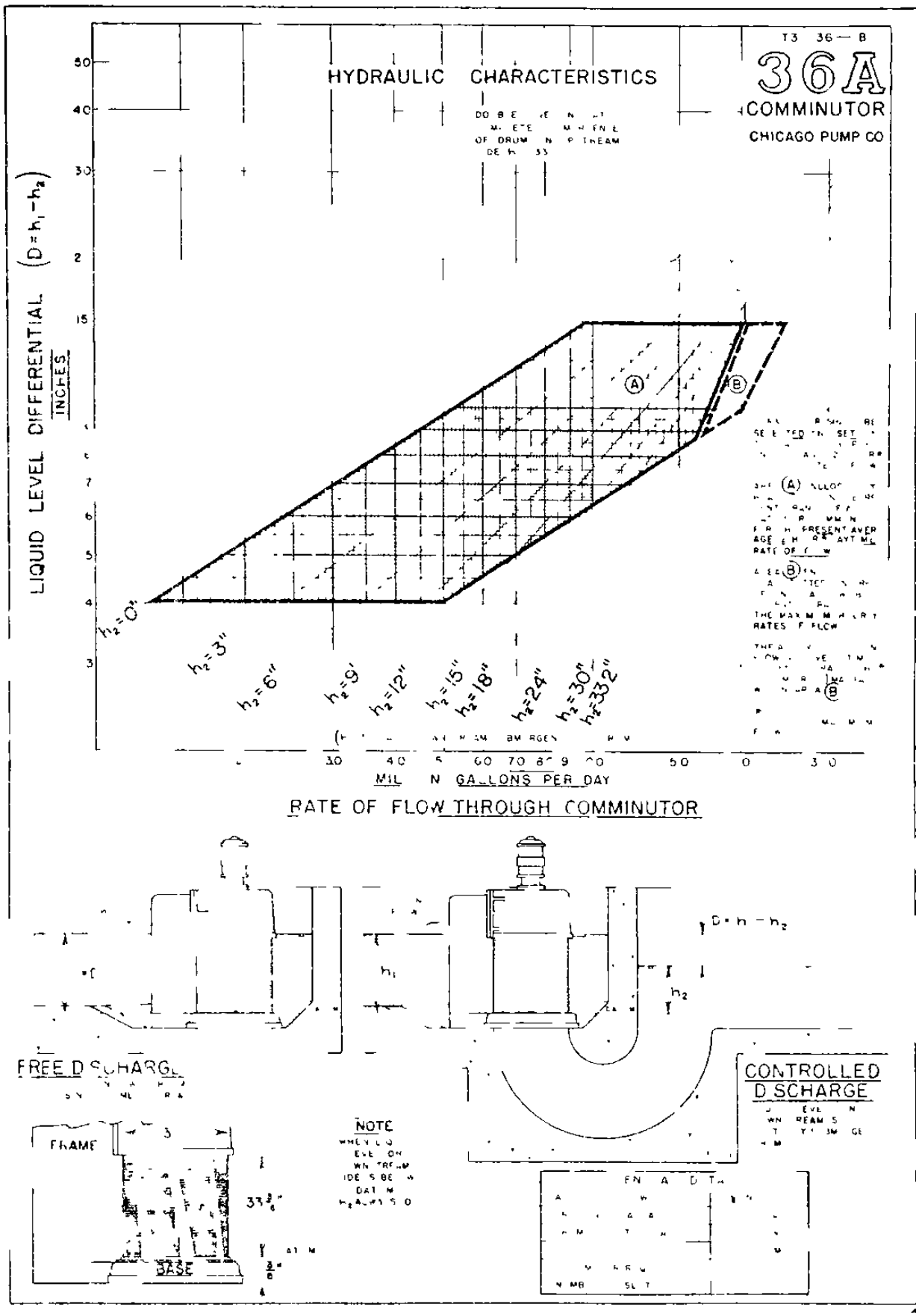
Area a la entrada del desmenuzador 1182 pulg.^{2}

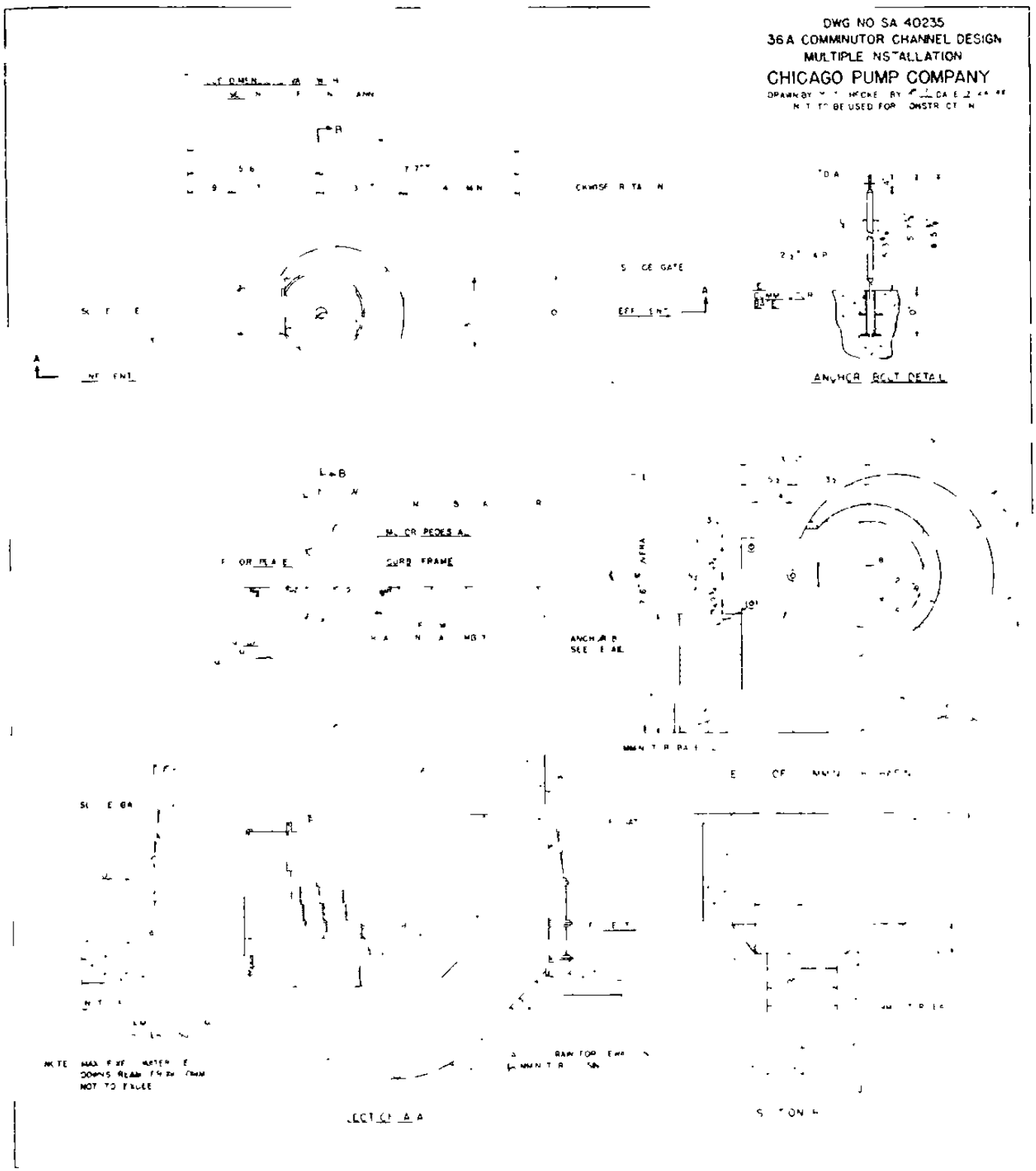
Area a la salida del desmenuzador 804 pulg.^{2}

velocidad del desmenuzador 15 RPM

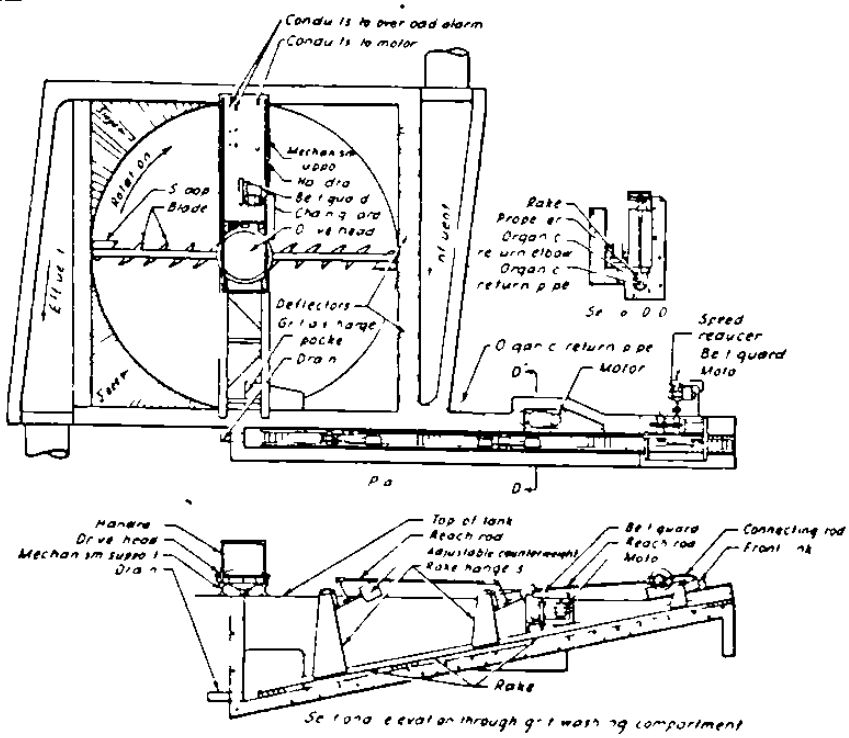
Potencia del motor 2 H.P.

Número de ranuras 288

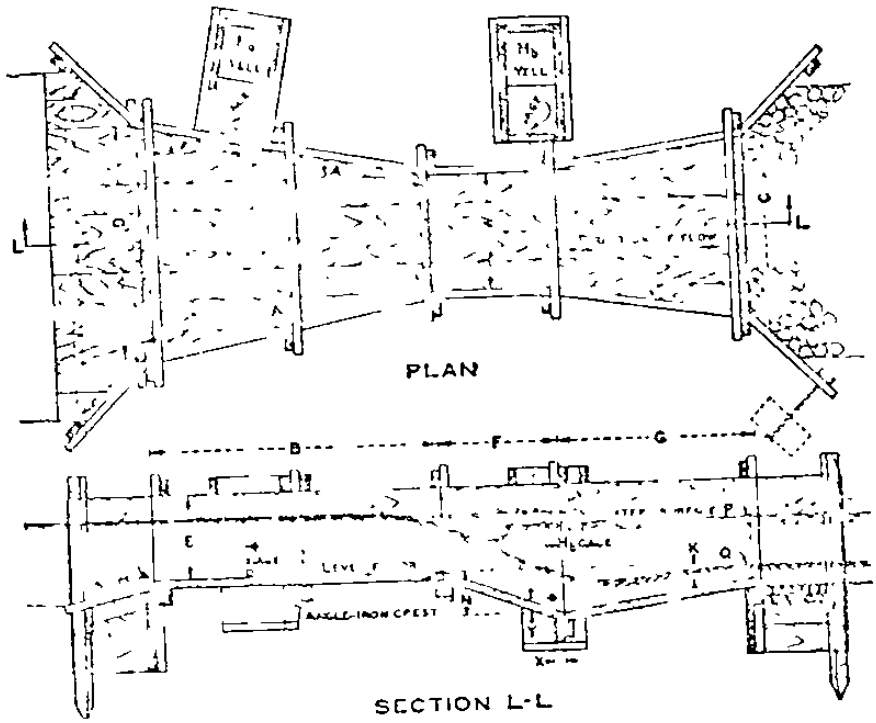

HYDRAULIC CHARACTERISTICS
T3 36—B
36A
COMMINUTOR
CHICAGO PUMP CO
LIQUID LEVEL DIFFERENTIAL (D=h1−h2)
INCHES
h2=0"
h2=3"
h2=6"
h2=9"
h2=12"
h2=15"
h2=18"
h2=24"
h2=30"
h2=32"
MILLION GALLONS PER DAY
RATE OF FLOW THROUGH COMMINUTOR
D=h1−h2
h1
h2
FREE DISCHARGE
CONTROLLED DISCHARGE
FRAME
BASE
NOTE


DWG NO SA 40235
36A COMMINUTOR CHANNEL DESIGN
MULTIPLE INSTALLATION
CHICAGO PUMP COMPANY
ANCHOR BOLT DETAIL
CURB FRAME
SECTION A A

DESARENADOR



MEDIDOR PARSHALL



9.8 SEDIMENTADOR PRIMARIO.

Se recomiendan tiempos de retención de 1.0 a 3.0 horas, seleccionando un tiempo de retención de 1.0 horas y para una DBO_5 de 204 mg/l, de la gráfica de tpo. de retención contra porcentaje de remoción, para un rango de DBO_5 desde 100 a 200 mg/l, se obtiene una eficiencia de eliminación de DBO_5 de 24.0%. Como dato tenemos una concentración de sólidos totales suspendidos de 239 mg/l, de la gráfica de período de sedimentación contra porcentaje de remoción y en la curva de sólidos suspendidos en el rango de 100 a 200 mg/l, se obtiene una eficiencia de remoción de sólidos suspendidos de 44%.

De la gráfica de razón de sedimentación (galones /dia x Ft^2 de área superficial del tanque) contra porcentaje de remoción de DBO_5 se obtiene la razón de sedimentación, teniendo como dato 24.0% de eficiencia en la remoción de DBO_5, se obtiene una razón de sedimentación de 1800 gal/día x ft^2 de área del tanque.

NOTA. Se seleccionó el tiempo de retención de 1.0 horas a causa de que cumple con el rango máximo recomendado de carga superficial, lo cual nos da una menor dimensión del tanque y un menor costo.

Los rangos seleccionados para las curvas de DBO_5 y sólidos suspendidos, nos dan una mayor seguridad de la operación, puesto que es común que en ocasiones pueda ir el drenaje más diluído.

9.8.1 El área del sedimentador circular se obtiene relacionando ésta con el gasto (m^3/seg) y la carga (1800 gal/dia.Ft^2)

Superficial.

$$Area = Q_{diseño}/carga$$

Sustituyendo sus respectivos valores:

$$Area = 1.040(m^3/seg)x86400(seg/dia.)/(1800(Gal/dia\text{-}Ft^2)x.004(M^3/Gal))x0.09(m^2/Ft^2)$$

$$Area = 1123.00\ m^2$$

9.8.2 El Diámetro del sedimentador circular primario se calcula como sigue:

AREA = $\pi D^2/4$

Despejando el diámetro:

Diámetro = $(\text{área} \times 4/\pi)^{0.5}$

Sustituyendo los valores se obtiene:

Diámetro = $(1123.00(m^2) \times 4/3.1416)^{0.5}$

Diámetro = 37.82 m

Los tanques circulares de sedimentación primaria no se diseñan con diámetros tan grandes, principalmente por ser de difícil mantenimiento y de difícil operación, así encontramos que (Fair Geyer y Okun, pag.173)generalmente se tienen en un máximo de diámetro de 100 ft (30.5m) para reducir - los efectos del viento, por lo tanto seleccionaremos dos tanques de sedimentación primaría,calculando el diámetro para cada uno de los dos tanques:

Diámetro = $(\text{área} \times 4/\pi)^{0.5}$

Sustituyendo sus respectivos valores, se obtiene:

Diámetro = $(561.50(m^2) \times 4/\pi)^{0.5}$

Diámetro = 26.74 m cada uno el cuál se encuentra en el valor recomendado.

9.8.3 El volúmen de cada sedimentador se calcula con el gasto de diseño y con el tiempo de retención seleccionado, de la siguiente forma:

Volúmen del sedimentador = $Q_{diseño}$ x Tiempo de retención.

Sustituyendo sus respectivos valores, se tiene:

Vol. sed. = 0.520 (m^3/seg) x 1.0 (horas) x 3600 (seg/hr)

Vol. sed = 1872 m^3

9.8.4 La profundidad (en la periferia) de cada sedimentador es:

Profundidad del sedimentador = vol. Sed./área.

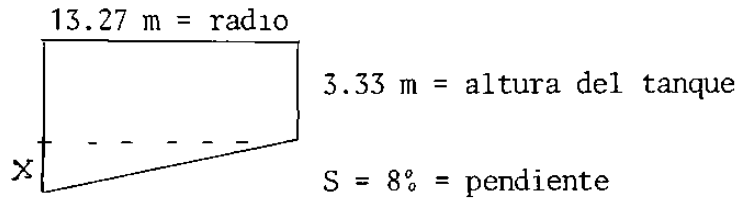
Sustituyendo valores:

Prof. Sed. = 1872 (m^3)/ 561.5 (m^2)

Prof. Sed. = 3.33 m

La profundidad calculada se encuentra en el rango recomendado que es de - 2.14 - 4.6 m (FAIR, GEYER Y OKUN, PAG. 173).

El fondo de la mayor parte de los tanques de sedimentación circulares, tienen una pendiente de aproximadamente 8% (Fair, Geyer y Okun, pag. 174), - por lo tanto la profundidad del tanque en el centro es :



X = 8 m(de profundidad)/100 m(de radio)) x 13.27m (de radio)

X = 1.06 m

altura en el centro = x + altura en la periferia

Sustituyendo valores:

h centro = 1.06 m + 3.33 m

h centro = 4.39 m Para cada tanque sedimentador

Los tanques sedimentadores serán cilíndricos de concreto reforzado.

9.8.5 Para el diseño del tubo de entrada de cada sedimentador se considerará con una velocidad en el mismo de 1.00 m/seg y su diámetro será de:

gasto = área x velocidad

Diámetro = $(4 \times (Q_{diseño}/2)/(\pi \times \text{velocidad}))^{0.5}$

Sustituyendo valores:

Diámetro del tubo de entrada= $(2 \times 1.040\ (m^3/seg)/\ (\pi \times 1.0\ (m/seg))^{0.5}$

Diámetro - 0.66 m

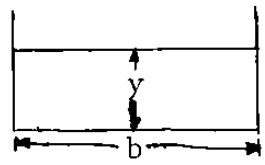
La pérdida de carga (hf) en el tubo de longitud de 4.50 m es del Nomograma de Manning (η = 0.013): hf= S x L

Sustituyendo: hf = 0.0015 x 4.5
hf = 0.00675 m

9.8.6 El canal de derrame de cada sedimentador circular es :

Para un gasto de diseño de 520 l/seg y una pendiente de S= 0.0012, revestido de cemento (con un número de Manning, η = 0.013)

Utilizando el criterio de la sección hidráulica óptima de diseño b=2y, -- entónces y/b = 0.5



Con el ábaco teniendo como dato el valor de y/b, se encuentra $Q_{diseño} x \eta / S^{0.5} x b^{2.66}$ (para un canal rectangular), siendo su valor de 0.20

Despejando b :

$b = (Q_{diseño} x \eta/(S^{0.5} x 0.20))^{0.38}$

Sustituyendo

$b = (0.52 x 0.013/((.0012)^{0.5} x 0.20))^{0.38}$

b = 1.0 m

y = 0.50 m

La U.S. Bureau Reclamation recomienda una altura de banqueta y un bordo - libre para canales revestidos, obteniéndose estas de un gráfico - contra el gasto de diseño ($0.52 m^3$/seg) Así, obtenemos:

bordo libre- 0.450 m

Altura de revestimiento = 0.133 m

9.8.7 Diseño del anillo concéntrico central a la entrada del influente al sedimentador, ese va unido a la estructura que hace girar al rastrillo y - tiene el propósito de evitar la dispersión de materia sólida a la entrada y de esa manera aumentar la calidad del efluente del sedimentador prima-- rio.

Considerando que ese anillo ocupa el 5% de la superficie de sedimentación total, entonces el diámetro del anillo se calcula como sigue:

Area del anillo:

área del anillo = Area del sedimentador - área del sedimentador x 0.95

Sustituyendo:

Area = 562.00 (m^2) - 562.00 (m^2) x 0.95

Area = 28.1 m^2

El diámetro del anillo es:

Area = $\pi D^2/4$

Diámetro = $(4 \times \text{área}/\pi)^{0.5}$

Sustituyendo:

Diámetro = $(4 \times 28.1\ (m^2)/\pi)^{0.5}$

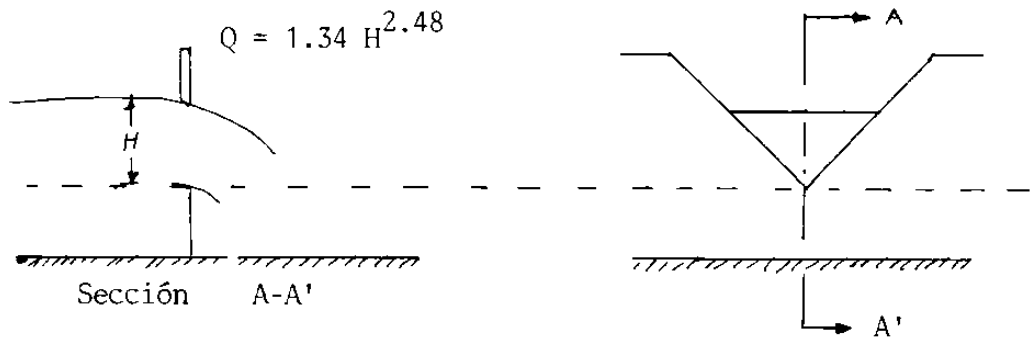
Diámetro = 6.00 m

Se considerará una altura del anillo de 1.50 m

9.8.8 Diseño del vertedor de cada sedimentador:

Se propone un vertedor triangular con un ángulo de abertura de 90°y para-cargas de 0.06 m a 0.54 m, de la ecuación de Barr se tiene:

$$Q = 1.34\ H^{2.48}$$



El perímetro de cada sedimentador = π x Diámetro

Sustituyendo :

Perímetro = π x 33.52 m

Perímetro = 105.306 m = longitud de los vertedores.

Considerando una longitud (en base a su abertura) de centro a centro de vertedores contiguos de 15 cms, entonces el número de vertedores será :

Número de vertedores = perímetro/ separación entre vertedores

Sustituyendo:

No. de vertedores = 105.306 m/0.15 m

No. de vertedores = 702

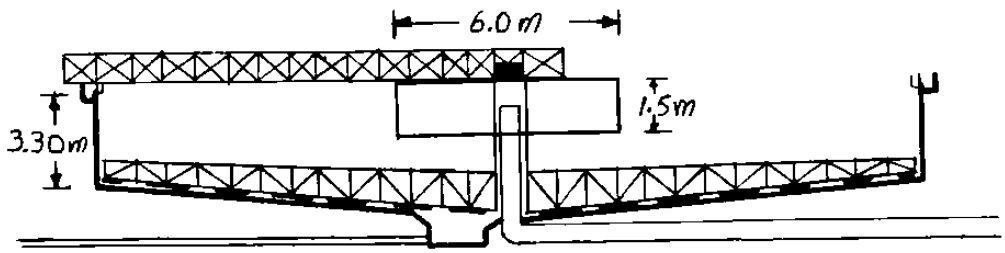
El gasto unitario será:

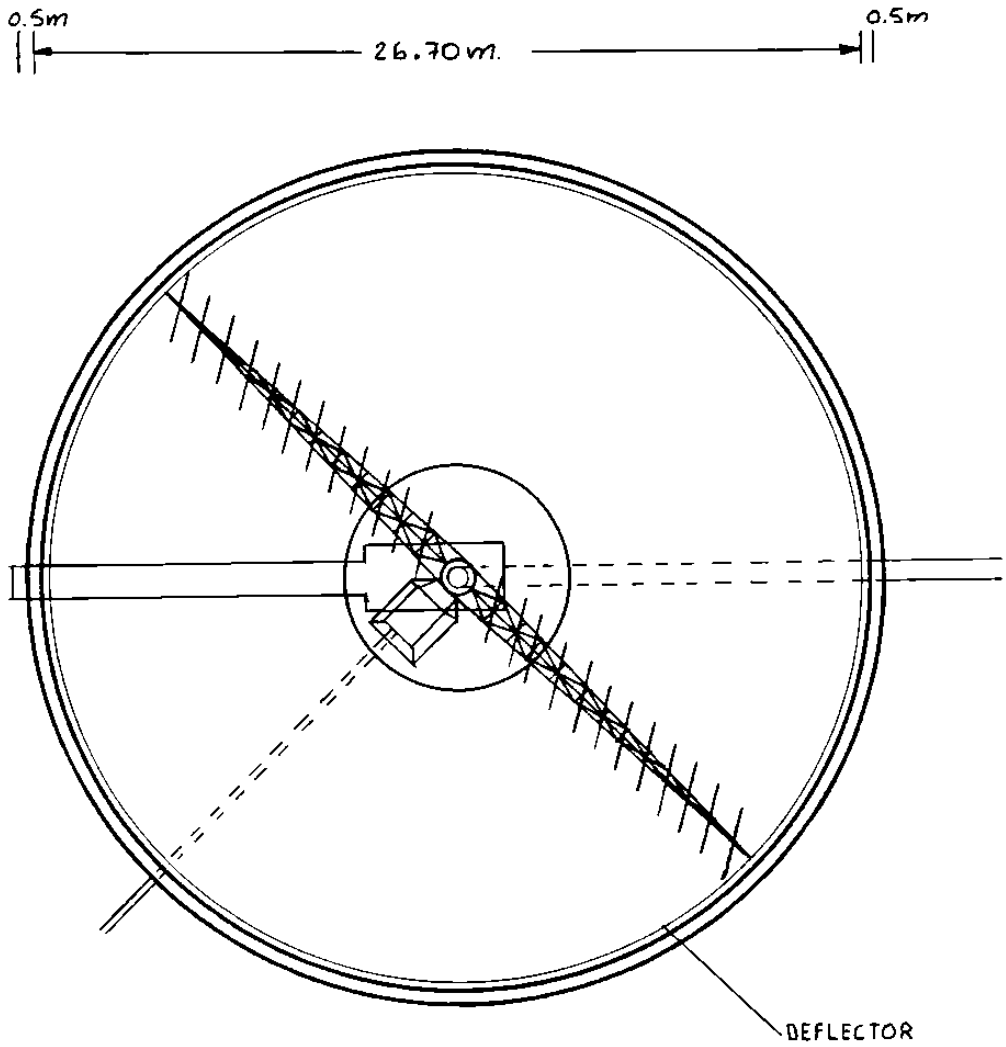
Q unitario = Q diseño/ 702

Sustituyendo:

Q unitario = 0.52 $(m^3/seg)/702$

SEDIMENTADOR PRIMARIO





Q unitario = 0.00074 m^3/seg

Con este dato podemos calcular la carga que actuará sobre cada vertedor:

Despejando H de la ecuación de Barr

$H = (Q\ unitario/1.34)^{0.403}$

Sustituyendo:

$H = (0.00074(m^3/seg)/1.34)^{0.403}$

H = 0.0486 m

La longitud de cada vertedor es:

altura = H + 7 cms (de la figura)

Sustituyendo:

altura = 4.86 cms + 2 cm.

altura = 6.86 cms.

ahora:

Tangente = (longitud del vertedor/2)/altura

Despejando y sustituyendo

Longitud del vertedor = 2 x Tan (45°) x altura

Longitud de cada vertedor = 2 x 1 x 6.86 m

Longitud de cada vertedor = 13.72 cm

Para una carga permisible de 400,000 l/diá-m de vertedor en el vertedor - del sedimentador primario, entonces, la carga calculada es: (para 6 vertedores en V de 90°)

Carga = Qunitario x No. de vertedores/m

Carga = 0.740 (l/seg) x 86400 (seg/día) x 6 vertedores

Carga = 383,616 l/día - m

El rastrillo y desnatador serán movidos por un motor de 1/2 H.P.

9.9 DIMENSIONAMIENTO DEL AEREADOR PARA UN SISTEMA CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVADOS.

9.9.1 Es el recipiente en el cuál se efectúan las reacciones de purificación del agua negra. Los reactantes son la propia agua negra, el lodo de-retorno que contiene alta concentración de microorganismos y el oxígeno -

(necesario para mantener la vida de los organismos y su reproducción), a-causa de la alta concentración de materia orgánica y microorganismos al - inicio del proceso de aireación, entónces la cantidad de aire debe ser mayor a la entrada del aereador, disminuyendo gradualmente el flujo hasta - el final del tanque de aireación. La concentración óptima de oxígeno en - el tanque de aereación se encuentra en el rango de 2.0 a 4.0 mg/l. Los -- productos finales de las reacciones son microorganismos, energía y compuestos químicos estabilizados, (NO_3, PO_4, etc.)

Se considerará el diseño de aereadores gemelos rectangulares de concreto-reforzado.

Considerando para el diseño el factor de carga de DBO en función de los - sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (SS VLM), se tiene un-factor recomendado (E.P.A., C.E.Q.) de 0.40 Kgs. de DBO/día. Kgs.SS VLM.

Los sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado son:

SS VLM = (Kgs de DBO/día) /0.40

Sustituyendo:

SS VLM = (203(mg/1)x1040(1/seg)x0.76x10^6 (Kg/mg)x86400(seg/día)/ 0.40

SS VLM = 35,336 Kg en el sistema de aereación.

Considerando que el 80° de los SS LM (sólidos suspendidos totales en el-licor mezclado) son SS VLM, sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado, (Metcalf & Eddy, Inc. Pag. 493) y de la misma referencia (Pag.498) el rango recomendado de los SSLM varía de 1500 a 3000 mg/1, seleccionando un valor de 2500 mg/1, entonces el volúmen total de aereación es:

Volúmen = SS VLM/(SSLM x 0.8)

Sustituyendo:

Volúmen = 35,336 (Kg)/(2500(mg/1)x 10^6 (Kg/mg) x 0.8)

Volúmen - 16,061 m^3

9.9.2 Revisión del aereador.

a) El volúmen del tanque se revisa en base al tiempo de retención recomendado o en la carga volumétrica recomendada. Así para una carga volumétrica de 0.8 Kgs de DBO_5/día/m^3 de volúmen del tanque (Municipal Sewage Treatment, EPA)

Volúmen = (Q diseño x DBO_5)/(0.8 Kgs de DBO_5/día/m^3)

Sustituyendo

Volúmen = (1040(1/seg)x150(mg/l))/(800 gr de DBO_5/día/m^3)

Pasando el tiempo y el peso en iguales unidades respectivas y considerando el 24% de eficiencia en la remoción de DBO_5 del sedimentador primario, se tiene:

Volúmen = 16,062 m^3

b) Calculando ahora tiempo de retención a partir del volúmen del $Q_{diseño}$, se tiene:

Volúmen = $Q_{diseño}$ x tiempo de retención

Para un volúmen de 16,062 m^3 y un Q diseño de 1,040 m^3/seg, se tiene:

Tiempo de retención = volúmen / Q diseño

Sustituyendo:

Tiempo de retención= 16,062(m^3)/1.040(m^3/seg) x 3600 (seg/hr)

Tiempo de retención = 4.29 hrs.

Lo cuál comprueba que el volúmen calculado está correcto, ya que el valor recomendado varía de 3 - 6 horas.

c) Cálculo del factor K (factor de carga)

K = Kg DBO / m^3-día

Sustituyendo:

K = 150 (mg/l)x 1040 (1/seg)x(86400 seg/día)x(Kg/10^6 mg)/16,061m^3

K = 0.84

Valor el cuál corresponde a un proceso convencional de lodos activados. (rango de 0.48-1.3) (Dr. FAbián Yánez, OPS/oms, sede en Lima,Perú).

9.9.3 Considerando una profundidad de 3.0 - 5 m, una relación de ancho de 1.0 a 2 veces la profundidad; con un rango en el ancho de 5 - 11m, la longitud de los tanques algunas veces excede a los 160 m (METCALF & EDDY, INC. Pag. 520), se tiene:

Fijando una profundidad máxima = 4.50 mts., entonces:

Considerando el ancho = 2.0 veces la profundidad

ancho = 2.0 x 4.50 (m)

ancho = 9.0 m

A causa del volúmen tan grande que se tiene, se considerarán 4 aereadores gemelos con la siguiente longitud

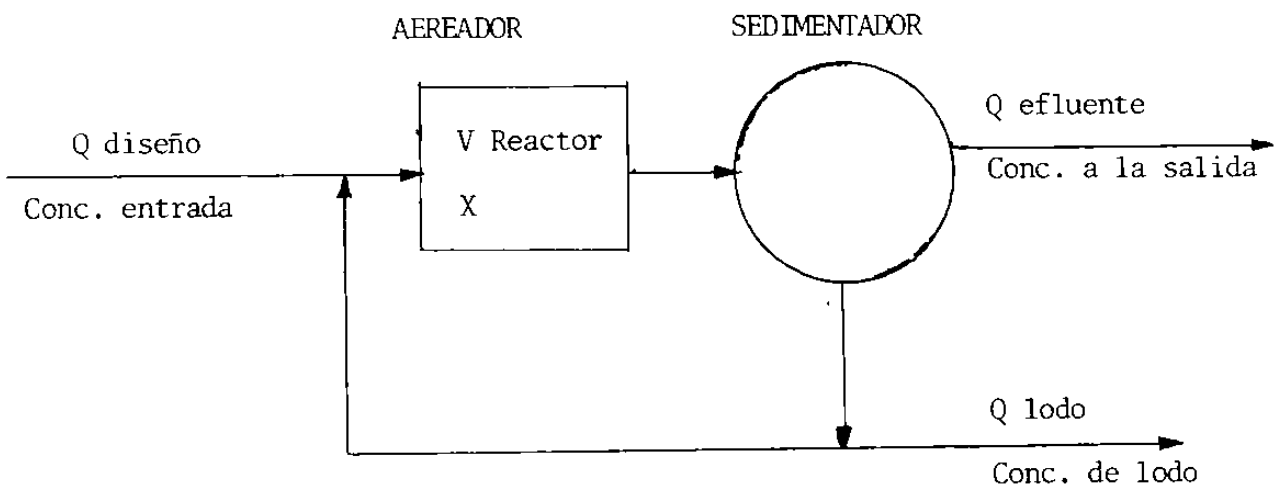
Longitud = volúmen de cada aereador(8)/(ancho x profundidad)

Sustituyendo:

Longitud = 2,007 (m^3)/(4.5(m) x 9.0(m)

Longitud = 49.5 m

9.9.4 Cálculo de la concentración de microorganismos en el aereador



Efectuando un balance de materia en base a la cantidad de microorg. en suspensión (Metcalf & Eddy, Inc., Cap. 10)

Entradas - Salidas + Producción = Acumulación.

Q diseño Cent. - (Q ef Cef + Q lodo Clodo) + (dX/dt) x V_R = 0

Considerando que a la entrada del sistema es mínima la cantidad de microorganismos, ésta se considera como cero.

Definiendo:

$dX / dt = Y \ df/dt - K_d X$

$\theta c = V_R X / (Qef\ Cef + Q\ lodo\ C lodo)$

y $df/dt = (DBO\ ent - DBO\ salida) / \theta h$

Combinando estas ecuaciones, resulta:

$X = Y\ (DBO_{ent} - DBO_{sal}) / (\theta h \times (1/\theta c + Kd)$

Donde:

X = Concentración de microorganismos en el aereador, masa/volúmen.

θh= Tiempo de retención hidráulico en el aereador.

θc= Tiempo de residencia medio celular, días.

Y = Coeficiente de crecimiento; masa de microorganismos/masa de sustrato utilizado.

Kd= Coeficiente de decaimiento de los microorganismos, $tiempo^{-1}$.

Considerando una eficiencia del sistema de 95%

Eficiencia = $(DBO_{5\ ent} - DBO_{5\ salida}) / DBO_{5ent}$

Sustituyendo esta ecuación en la anterior; se tiene:

$X = Y \times Eficiencia \times DBO_{5\ ent} / (\theta h\ (1/\theta c + Kd))$

Considerando los siguientes valores:

DBO_5 ent = DBO_5 diseño x (1. -0.24) (considerando la sedimentación)

DBO_5 ent = 204(mg/l) x (1.0 - 0.24)

DBO_5 ent = 150 mg/l

Eficiencia = 0.95

θh = 4.29 horas

Y = 0.65 Kg / Kg DBO utilizado

K_d = 0.10 $días^{-1}$

θc = 5 días

Sustituyendo:

$X = 0.65\ (Kg/Kg) \times 0.95 \times 150\ (mg/l)/(4.29\ (hrs) \times (0.2\ día^{-1} + 0.10\ día^{-1})) \times (dia/24hr)$

X = 1727 mg/l de microorganismos suspendidos en el aereador.

9.9.5 Requerimientos de oxígeno teórico:

Considerando que una parte de DBO es estabilizada y otra parte es transformada a nuevos microorganismos, la DBO_5 de un mol de células puede ser evaluada como sigue (METCALF & EDDY, INC, pag.490)

$$C_5H_7NO_2 + 5\ O_2 \longrightarrow 5\ CO_2 + 2\ H_2O + NH_3$$

Kg de O_2/Kg de células = Peso molecular del O_2/Peso molecular de $C_5H_7NO_2$

Sustituyendo:

Kg de O_2/Kg de células = 160/113

Kg de O_2/Kg de células = 1.42

El oxígeno teórico requerido es:

O_2(Kg/día)= Alimento utilizado por día − 1.42 Organismos eliminados por día

O_2 (Kg/día) = dF/dt - 1,42 d X /dt

Utilizando las mismas ecuaciones que se consideraron para determiar X, se tiene:

$$O_2\ (Kg/seg) = Q_{diseño} \times Eficiencia \times DBO_{5\ ent}(1-1.25\ Y) + 1.25\ Kd\ V_R X$$

Donde:

Q diseño = 260 l/seg /2

Eficiencia = 0.95

$DBO_{5\ entrada}$ = 150 mg/l

Y = 0.65 Kg/Kg DBO utilizado

K_d= 0.10 días^{-1}

X = 1727 mg/l

V_R= 2007 x 10^3 lts

Sustituyendo:

O_2(mg/seg)= 130(l/seg)x0.95x150(mg/l)(1-1.25x0.65)+1.25x0.10(día^{-1})x - 2.0x10^6(lts)x1727(mg/l)/86400

O_2 (mg/seg) = 8470.5

O_2 (gr/seg) = 8.47

Considerando un exceso de 300% se tiene:

Sustituyendo:

O_2 = 8.47 x 3.0 x 60. (seg/min)(gr/seg)/453(gr/ lb)

O_2 = 3.36 lb/min de oxígeno para cada aereador.

Flujo de aire (en ft^3/min):

El aire se forma por un 21% de O_2 y ocupa en condiciones estandar 22.4-litros.

Flujo de aire = 3.36 (lb/min)x(100/21)x 0.79(Ft^3)/0.064(lb)

Flujo de aire = 197.5 Ft^3/min para cada aereador.

9.9.6 Cálculo de los requisitos de energía en cada aereador a partir de la siguiente ecuación. (Dr. Fabián Yánes, CEPIS, OPS/OMS)

HP = SCFM x ΔP x 144 / (3300 x EFF)

Donde :

SCFM = Ft^3/minuto en condiciones estandar

ΔP = Presión de compresión (tomada como 8.1 lb/pulgada^2 con 6.1 para -- pérdidas en el sistema de distribución.

EFF = Eficiencia de compresión, usualmente = 0.8

Para aire difuso los valores varían de 0.66 - 1.32 KWH/Kg DBO.SCFM se - calcula como sigue:

Considerando que en condiciones estandar una mol de aire ocupa 0.79 Ft^3, y -- teniendo como dato lo siguiente:

Flujo de O_2 = 3.36 lb/min.

el oxígeno se considera como formador en un 21% del aire, entonces:

Flujo de aire = 3.36 (lb/min) x(100/21)

Flujo de aire = 16.00 lb/min.

El peso molecular del aire = 0.06416

entonces usando SCFM

SCFM = 16.0 (lb/min) x 0.79 (Ft^3) /0.064(lb)

SCFM = 197.5 Ft^3/min.

Sustituyendo en la ecuación de energía.

H.P. = 197.5 (Ft^3/min) x 8.1 (lb/in^2) x 144/(3300 x 0.8)

H.P. = 87.25 para cada aereador

9.9.7 Cálculo de los sólidos en suspensión en el lodo de retorno:

Considerando como recirculación de lodo un 30% del gasto de entrada y - de la siguiente ecuación (Torpey y Chasick), Harold E. Babbit y Robert-Bauman, Pag. 648).

$$C_R = ((Q\ \text{diseño} + Q_R)\ C_{ss} - Q\ \text{diseño Cent})/Q_R$$

Donde:

C_R = sólidos en suspensión en el lodo de retorno (mg/l)

Css= sólidos suspendidos en el efluente del aereador (mg/l)

Co = sólidos suspendidos en la entrada del aereador (mg/l)

$Q_{diseño}$ = Gasto en MLD (Millones de litros por día) a la entrada del - aereador.

Q_R = Cantidad de lodo de retorno.

Calculando:

C_{ss} = 2500 mg/l

Cent = 239 (mg/l) x (1-0.44)eficiencia del sedimentador primario)

Cent = 133.84 mg/l

$Q_{diseño\ total}$ = 1040 l/seg x 86400 (seg/día) x 10^{-6}

$Q_{diseño\ total}$ = 89.85 MLD

$Q_{diseño}$ = 11.23 MLD. (Para cada aereador)

Q_R = 11.23 x 0.30 (considerando 30% de retorno)

Q_R = 3.37 MLD

Sustituyendo:

C_R = ((11.23+3.37)(MLD)x2500(mg/l)-11.23(MLD)x134(mg/l))/3.37(MLD)

C_R = 10,384 mg/l sólidos en suspensión en el lodo de retorno.

El diseño del tubo de acero que va de cada sedimentador primario a la - caja receptora de los lodos de retorno, es como sigue:

Para un gasto de:

$$Q = Q_{diseño}/2$$

Sustituyendo:

$$Q = 1.040\ (m^3/seg)/2$$

$$Q = 0.520\ m^3/seg$$

Con una pendiente hidráulica de 10/1000y con el nomograma de Manning -- (η=0.013), se obtiene un diámetro de:

Diámetro = 60 cms , 24"

La caja receptora del lodo de retorno y del efluente del sedimentador - primario tendrá la forma cúbica y de 3.0 m de lado en la base y 2.0 m - de altura.

9.9.8 Considerando dos plantas de tratamiento, entonces el tubo de acero que- alimenta a los cuatro aereadores se diseña como sigue:

$$Q_{tubo} - Q_{diseño}/2 + Q_{lodo\ de\ retorno}$$

Sustituyendo:

$$Q_{tubo} = 1.040\ (m^3/seg)/2 + 1.040 \times 0.3/2.0$$

$$Q_{tubo} = 0.676\ m^3/seg$$

Considerando un tubo con una pendiente hidráulica de 15/1000 milésimas, del nomograma de Manning se obtiene el diámetro del tubo que es:

Diámetro = 60 cms ' 24"

El diseño de cada tubo que alimenta a cada uno de los aereadores de las dos plantas consideradas se diseña como sigue:

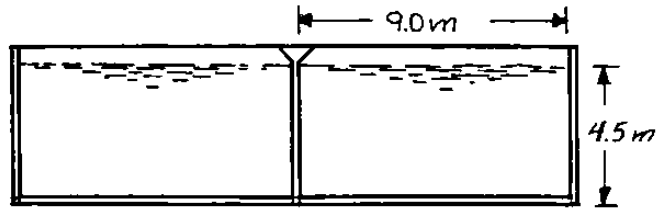
considerando una pendiente hidráulica de 15/1000 y con una longitud de- cada tubo de 2 mts, entonces:

El gasto para cada tubo es:

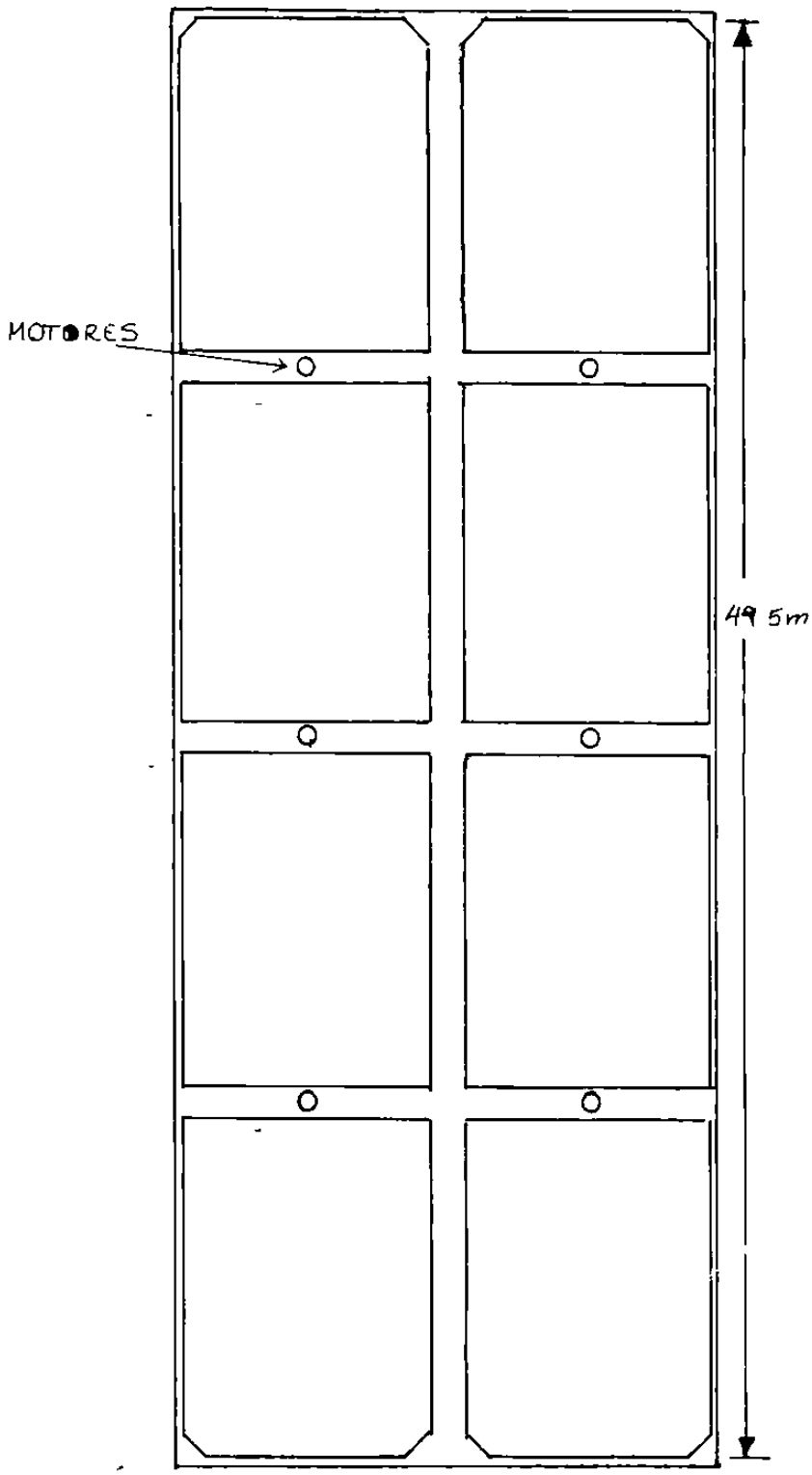
$$Q = 0.676\ m^3/seg/4$$

$$Q = 0.169\ m^3/seg$$

AEREADOR



PERFIL



PLANTA

Con el nomograma de Manning (n=0.013), se obtiene el diámetro para cada tubo, que es:

Diámetro = 40 cms , 16"

9.10 TANQUES SEDIMENTADORES SECUNDARIOS.

Puesto que el efluente del aereador es muy susceptible de sedimentarse, el diseño de los sedimentadores secundarios se harán con un tiempo de - retención de dos horas.

Los tanques serán circulares y operarán con rastrillos.

Hay una profundidad óptima del tanque, para mantener una capa de lodo - eficaz. La relación máxima que recomienda Anderson (Idem), entre la lon gitud de escurrimiento del lodo y la profundidad del tanque es de 5. La profundidad mínima por debajo de los vertedores para el líquido saliente, es de 3.0 m.

Las cargas recomendables para sedimentadores secundarios son de 25.2m^3/ m^2- día a 50.4 m^3/m^2-día (Babbit & Bauman). El período tipo de reten-- pag.662 ción, fijado por el Departamento de Sanidad del Estado de Nueva York, - es de 2 horas (Sewage Works journal marzo de 1944 pag. 324). Anderson - (N.E. Anderson, Sewage Works journal Enero de 1945, pag. 50) acepta -- 246.4 m^3/día por metro de longitud del vertedor. Cuando la capacidad total del tanque de sedimentación tenga que ser mayor de 2450 m^3 debe de establecerse más de un tanque de sedimentación final (Babbit & Bauman,- pag. 663).

9.10.1 Cálculo del área de sedimentación (seleccionando una carga de 40m^3/m^2- día)

$$\text{Area} = Q_{\text{diseño/carga}}$$

Sustituyendo:

$$\text{Area} = 1.352(m^3/\text{seg})x86400(\text{seg/día})/40(m^3/m^2\ \text{día})$$

$$\text{Area} = 2920.32\ m^2$$

9.10.2 Para un tiempo de retención de 2 horas, se calcula el volúmen requerido de sedimentación

volúmen = $Q_{diseño}$ x tiempo

sustituyendo:

volúmen = 1.352 (m^3/seg) x 3600(seg/hr)x2 horas

volúmen = 9734.4 m^3

9.10.3 Considerando 4 sedimentadores

La profundidad para cada sedimentador es la siguiente:

profundidad = (volúmen/4)/(área/4)

sustituyendo:

profundidad = 2433.6(m^3)/730.08 m^2)

profundidad = 3.33 m

La cual cumple con el valor mínimo permisible de 3.0 m

El diámetro para cada sedimentador es:

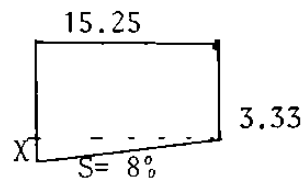
Diámetro = (área x 4/ π)$^{0.5}$

sustituyendo:

Diámetro = (730.08 (m^2) x 4/π)$^{0.5}$

Diámetro = 30.50 m

Para una pendiente de 8% en el fondo del tanque (FAIR, GEYER Y OKUN, -- pag. 174). Se calcula la profundidad del tanque en el centro:



Profundidad = x + 3.33 m

Profundidad = S x radio + 3.33 m

sustituyendo:

Profundidad = 0.08 x 15.25 (m) + 3.33 M

Profundidad - 4.55 m en el centro de cada tanque

9.10.4 Para el diseño del tubo de entrada a cada sedimentador se considera -- una velocidad de 1.0 m/seg. El diámetro será:

Diámetro = $(4x\ Q_{diseño})/(\pi\ x\ velocidad\ ))^{0.5}$

sustituyendo:

Diámetro = $(4x(1.352/4)(m^3/seg))/(\pi\ x\ 1.00(m/seg)))^{0.5}$

Diámetro = 0.656 m

9.10.5 El diseño del anillo y deflector concétrico central a la entrada del - influente a cada sedimentador va unido a la estructura que hace girar - al rastrillo y tiene el propósito de evitar la dispersión de materia sólida a la entrada y de esa manera aumentar la calidad del efluente de - cada sedimentador secundario.

Considerando que el anillo ocupe un 5% del área de sedimentación, entonces el diámetro del anillo se calcula como sigue:

Area del anillo = área del sedimentador (1-0.95)

sustituyendo:

Area del anillo = 730.08 (m^2) (1.0 - 0.95)

Area del anillo = 36.50 m^2

El diámetro del anillo es:

Diámetro = $(4\ x\ área\ /\pi\ )^{0.5}$

Sustituyendo:

Diámetro = $(4x36.50(m^2)/\pi\ )^{0.5}$

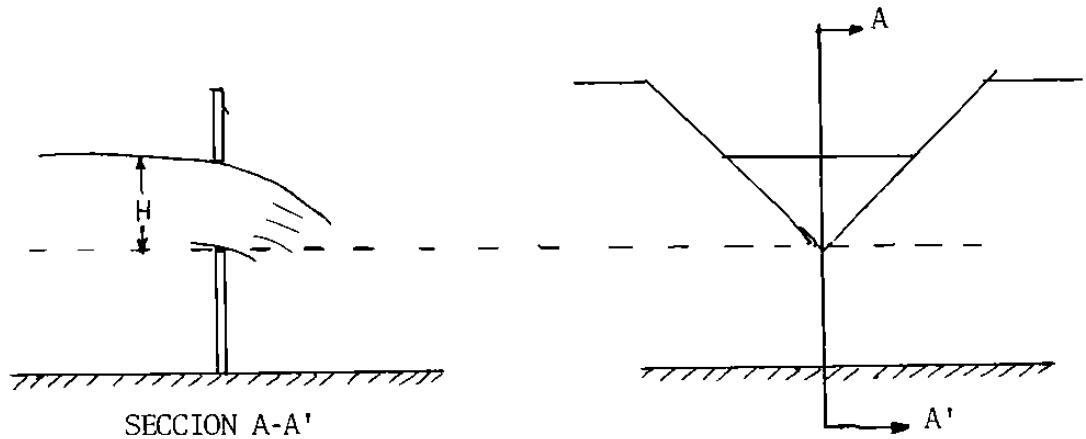
Diámetro = 6.82 m

y proponiendo una altura del deflector de 1.5 m

9.10.6 Diseño del vertedor de cada sedimentador.

Se propone un vertedor triangular con un ángulo de abertura de 90°y para cargas de 0.06 m a 0.54 m, de la ecuación de Barr se tiene:

$$Q = 1.34\ H^{2.48}$$



SECCION A-A'

El perímetro de cada sedimentador es:

Perímetro = π x Diámetro

Sustituyendo:

Perímetro = π x 30.50 (m)

Perímetro = 95.82 m

Considerando una separación de centro a centro de vertedores contiguos de 15 cms, entonces el número de vertedores es:

Número de vertedores= perímetro/separación entre vertedores.

Sustituyendo:

No. de vertedores = 95.82 (m)/0.15(m)

No. de vertedores = 639

El gasto unitario es:

$Q_{unitario} = Q_{diseño}$/ No. de vertedores

$Q_{diseño} =$ 1040 (l/seg)/4(sedimentadores)

$Q_{unitario} =$ 0.26 (m^3/seg)/639

$Q_{unitario} =$ 0.000407 m^3/seg

Con este dato se calcula la carga que actuará sobre cada vertedor; despejando H de la ecuación de Barr.

$H = (Q_{unitario}/1.34)^{0.403}$

Sustituyendo:

$H = (0.000407(m^3/seg)/1.34)^{0.403}$

$H = 0.038$ m

La carga permisible con los vertedores de tanques de sedimentación se-- cundaria no debe de exceder de 246,400 litros/día-m de vertedor (Sewerage and Sewage Treatment, Babbit, pag. 435). Condición que es cumplida - por el vertedor diseñado.

Carga = 0.407 (l/seg) x 86400(seg/día)x 6(vertedores de 90°)

Carga = 210,000 l/día -m

9.10.7 El canal de captación para cada efluente de los sedimentadores secundarios se diseñará con un gasto de 0.260 m^3/seg y con una pendiente de -- 0.0012, revestido de cemento (número de Manning, η=0.013)

Usando el criterio de la sección hidráulica óptima de diseño, y/b= 0.5- (Para un canal rectangular)

Haciendo uso del ábaco partiendo de y/b= 0.5, se encuentra $(Q_{diseño}/4)x\ \eta/S^{0.5}xb^{2.66}$ que es igual a 0.2

Despejando la plantilla b:

$b = ((Q_{diseño}/4)x\eta/(S^{0.5}\ x0.20))^{0.38}$

Sustituyendo:

$b = ((0.26(m^3/seg)/4)x\ 0.013/((0.0012)^{0.5}\ x\ 0.20))^{0.38}$

b = 1.0 m

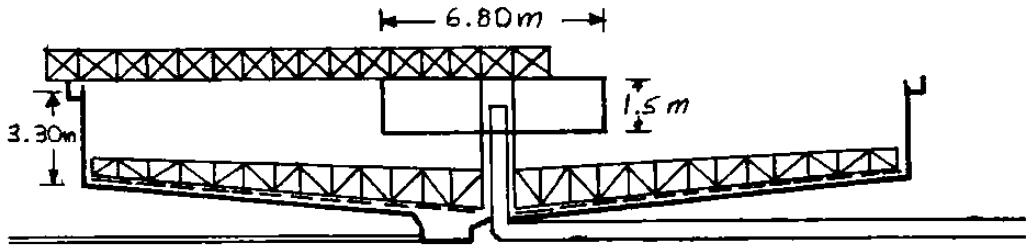
y = 0. 5 m

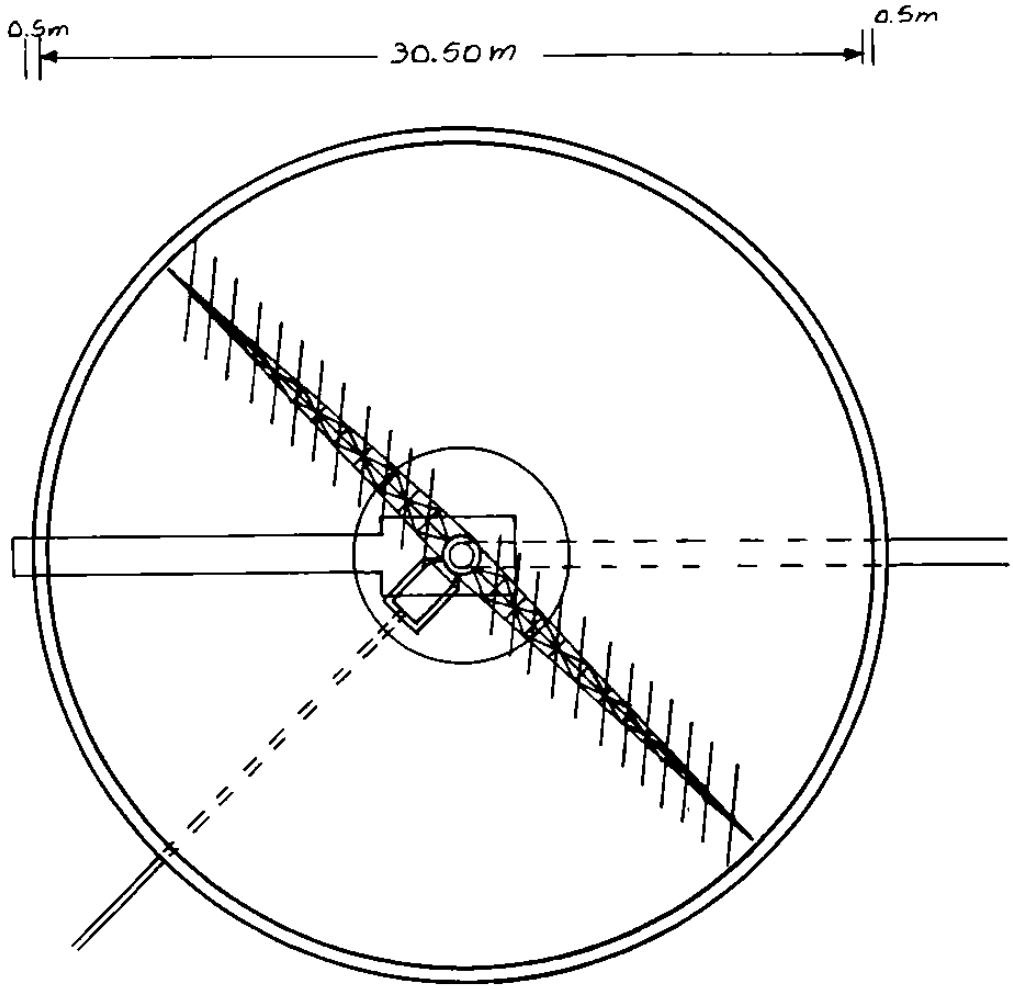
El bordo libre y la altura de revestimiento en el canal se calculan de- acuerdo al gráfico de éstos contra el gasto, así tenemos que:

bordo libre = 0.45 m

altura de revestimiento = 0.13 m

SEDIMENTADOR SECUNDARIO





9.11 ESPESAMIENTO DE LODO.

El espesamiento de lodo es una operación cuyo propósito principal es reducir el volúmen total de lodo por eliminación de agua. Es usualmente la operación más usada para concentrar los sólidos de un lodo. Las ventajas son las siguientes:

* Reduce el flujo total de lodo para subsecuentes operaciones.
* Proporciona una mayor uniformidad de la alimentación de los sólidos a subsecuentes procesos de tratamiento.
* Mejora la operación de digestión de los lodos y disminuye los costos porque disminuye el espacio disminuyendo los requerimientos de calor, se incrementa el tiempo de retención, se produce menos licor sobrenadante y los microorganismos activos en el proceso de digestión son más eficientes.

DESCRIPCION DE LA OPERACION.

Los espesadores de lodo son similares a los clarificadores en su construcción básica y en equipo instalado tal como rastrillos del fondo y superficiales. En general, los espesadores por gravedad son más profundos y tienen los fondos con más pendiente que los clarificadores. Unidos a los brazos del rastrillo van una serie de varillas, las cuales mueven el lodo lentamente y promueven un contacto entre las partículas de lodo incrementando el tamaño de las partículas y mejorando de esa manera las características de sedimentación.

La mayoría de los espesadores por gravedad cuando operan con un lodo manejable producen concentraciones máximas de sólidos de 8 a 10%.(E.P.A.) El grado de concentración esperada de una operación de espesamiento por gravedad depende de algunos factores que incluyen el tipo de lodo, uso de reactivos químicos, concentración inicial de sólidos, tiempo de sedi

mentación, temperatura del lodo, edad del lodo y condiciones de opera-- ción.

El tiempo de sedimentación y la edad del lodo pueden ser interrelacionados y tienen un efecto definitivo sobre el funcionamiento del espesador ya que se pueden producir condiciones sépticas en el recipiente de sedimentación.

El líquido sobrenadante de los espesadores es usualmente mezclado con - el agua negra a la entrada del proceso. Puesto que el volúmen de lodo - es reducido a cerca del 20% de su volúmen original, aproximadamente 800 litros de líquido sobrenadante son retornados por cada 1000 litros de - lodo que entran al espesador, el líquido sobrenadante generalmente tiene un contendio de sólidos suspendidos de 150 a 300 mg/l y una DBO de - 200 mg/l (C.E.Q.,E.P.A.)

El diseño de los espesadores por gravedad se basan generalmente en las- razones de carga superficial y en las razones de carga de sólidos, La - experiencia indica que los sólidos generalmente gobiernan el diseño. -- Cargas típicas de sólidos para los espesadores son del orden de 24.37 - Kg/día-m^2 para el lodo activado; 48.73 Kg/día-m^2 para la mezcla de lodo del clarificador primario y lodo activado; 48.73 Kg/día-m^2 para filtros goteadores y la mezcla del lodo de estos con el lodo primario y 97.47 Kg/día-m^2 para lodos del clarificador primario.

La mayoría de los espesadores son operados con cargas hidráulicas de -- 24,432 - 32,576 LPD/m^2 de área superficial.

Los espesadores con cargas hidráulicas menores que 16,288 LPD/m^2 se ha- encontrado que producen olores. Se recomienda un tiempo de retención de 3-6 horas (E.P.A., C.E.Q.)

Seleccionando una carga de sólidos recomendada (E.P.A.) de 50 $Kg/día\text{-}m^2$ y teniendo las siguientes consideraciones (Tratamiento de aguas negras, Barnes).

Volúmen de lodo (en % del gasto de diseño) obtenido del clarificador -- primario = 0.48 %

Volúmen de lodo (en % del gasto de diseño) obtenido del clarificador secundario = 1.35%

El área superficial de los espesadores es:

Area = ((gasto de lodo del clarificador primario) x (concentración de sólidos en el lodo del primario) + (gasto de lodo del clarificador secundario) x (concentración de sólidos en el lodo del secundario))/ carga

La cantidad de sólidos del clarificador primario es:

Sólidos(1o.) = Q diseño x (concentración de sólidos suspendidos totales) x (Eficiencia de remoción)

Sustituyendo :

Sólidos (1o.) = 1040 (1/seg)x 239(mg/1)x 0.44 x 10^{-3} (gr/mg)

Sólidos (1o.) = 109.36 gr/seg (eliminados)

La concentración de sólidos en el lodo del primario es:

Conc. de sólidos = sólidos (1o.)/Q diseño x % Vol. de purga del 1o.

Sustituyendo:

Conc. de sólidos = 109.36 (gr/seg)/(1040(1/seg)x 0.0048)

Conc. de sólidos = 22 gr/l

La concentración de sólidos en los lodos del secundario es 10.38gr/l

El gasto de purga del sedimentador secundario es:

gasto = 1040 (1/seg) x 0.0135

gasto = 14.04 1/seg

Sustituyendo estos datos en la ecuación de área de espesamiento:

Area = (1040 (l/seg) x 0.0048 x 22 (gr/l)+ 1040(l/seg)x0.0135 x 10.38 - gr/l) x 86400 (seg/día) / 50(Kg/día-m^2) x 10^3(gr/Kg)

Area = 22080 (Kg/día)/50 (Kg/día-m^2)

Area = 441.60 m^2

Se seleccionan dos espesadores (para mejor operación, costo y manteni-- miento) con las siguientes dimensiones:

Diámetro = (4 x área / π)$^{0.5}$

Sustituyendo :

Diámetro = (4 x 220.8 (m^2) / π)$^{0.5}$

Diámetro = 17.0 m

Para un tiempo de retención de 3 horas (E.P.A., C.E.Q.) se calcula el - volúmen de cada espesador

Volúmen = (Flujo de sólidos) x tiempo/gravedad específica considerando- una gravedad específica de 1.02 Kg/l

Volúmen = 11,040 (Kg/día) x 3 (horas)/(1.02(Kg/l)x 24(horas/día)x10^3(l/ m^3))
✓ = 1,353 m^3

La profundidad de cada espesador es:

Profundidad = volúmen /área

Sustituyendo:

Profundidad = 1,353 (m^3)/ 223 (m^2)

Profundidad = 6.0 m en la periferia

y la profundidad en el centro es: (considerando una pendiente de 10%)

Profundidad = radio x (%) + profundidad (Periferia)

Profundidad = 8.5 (m) (0.1) + 6

Profundidad = 7.0 m

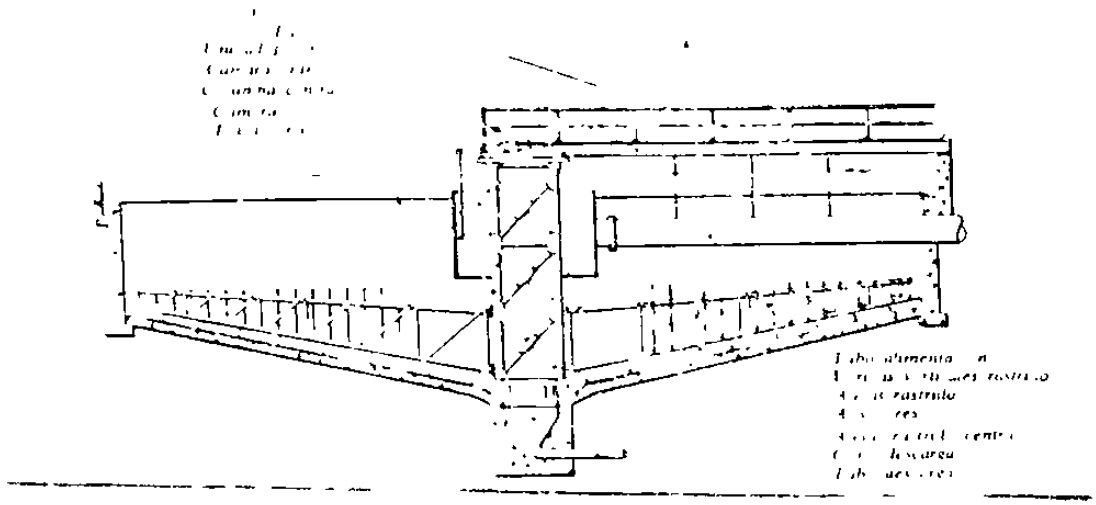
Gasto de lodo que entra a espesamiento

flujo de lodo = 1040 (l/seg) x (0.0048 + 0.0135)

flujo de lodo = 19.0 litros/seg

flujo de lodo a la salida ((considerando un gasto de 20% del lodo de en_

ESPESADOR



trada, E.P.A.)

Flujo lodos = 19.0 (l/seg) x 0.2

Flujo lodos = 3.80 l/seg

Gasto de agua sobrenadante de retorno

Flujo agua = 19.0 (l/seg) x 0.8

Flujo agua = 15.20 l/seg

Gasto de sólidos (a la salida) en el líquido sobrenadante de los espesadores. (considerando una concentración de 350 mg/l(E.P.A.)

Sólidos = gasto de agua de retorno x concentración de sólidos.

Sustituyendo:

Sólidos = 15.20 (l/seg) x 350 (mg/l) x 10^{-6} (Kg/mg) x 86400(seg/día)

Sólidos = 460.0 Kg/día.

Por lo tanto el gasto de sólidos en el lodo de espesamiento es (a la salida):

Sólidos lodo = 11,040 (Kg/día) - 460.0 (Kg/día)

Sólidos lodo = 10,560 Kg/día

lo cuál con el gasto de lodo de espesamiento se obtiene la concentración de sólidos en el lodo (que debe estar en el rango máximo de 8 a 10%)

Concentración = gasto de sólidos/gasto de lodo

Sustituyendo:

Concentración = 10,560 (Kg/día)/(3.80(l/seg)x86400(seg/día)x1.025(Kg/l))

Concentración = 0.03 Kg de sólidos /Kg de lodo

Concentración = 3%

9.12 DISEÑO DE LOS DIGESTORES.

Uno de los principales problemas en el diseño de plantas de tratamiento de aguas negras es la disposición de los lodos en el medio ambiente sin causar algún daño. Estos lodos deben ser estabilizados o digeridos, uno de los métodos de estabilización biológica más antiguo y eficiente, es-

la digestión anaeróbica.

El digestor convencional posee un cubierta fija o flotante. El lodo es- bombeado a la parte media del digestor. El digestor moderno, o tanque - de alta velocidad, es mezclado, mecánicamente o por la recirculación de gas producido y comprimido. Esto crea una gran zona de descomposición - activa y la reacción de estabilización es aumentada significativamente.

Hay dos métodos básicos para calentamiento de los digestores :

a. Intercambiador de calor externo, en el cuál el lodo es bombeado ha-- cia afuera del digestor, calentado en tubos y retornado a el diges-- tor.

b. Intercambiador de calor interno, en el cuál el agua es calentada y - los tubos son distribuidos alrededor del digestor.

El gas producido en la digestión anaeróbica tiene aproximadamente 65-70 % de metano, 30-35 % de dióxido de carbono y trazas de ácido sulfhídri- co. Es un combustible excelente y casi siempre es usado para calentar - los digestores. (P. AARNE VESILIND, Pag. 31).

El diseño del proceso de digestión anaeróbica involucra la selección -- del volúmen del digestor, la temperatura de digestión y una estimación - en la producción de gas, de acuerdo a la experiencia Burd (1968) presen ta criterios de diseño típicos para digestores de alta velocidad.(P. AARNE VESILIND, Pag. 35).

Tiempo de retención de los sólidos, 10 - 20 días

Carga de sólidos 0.15 - 0.40 Kg SSV/m^3/día

La producción de gas varía de acuerdo a la eficiencia de mezclado, la temperatura, y otras variables, se considera una producción de 6 - 8 - ft^3 de gas/lb de sólidos volátiles añadida.

Keefer (Sewage Treatment Works, Mc Graw Hill) recomienda el siguiente

valor para los sólidos volátiles:

Sólidos volátiles en % de sólidos totales, 75.0%

La temperatura es un factor que altera a las velocidades de reacción en la digestión, hay dos tipos de procesos que se encuentran en función de la temperatura, el proceso mesofílico y el termofílico, éste último debido a que resulta antieconómico para la temperatura elevada que requiere (51.7°C) no ha sido usado en la actualidad, pero la digestión mesofílica ya ha sido adoptada comúnmente.

En la actualidad, la mayoría de los digestores están proyectados para operar a una temperatura de 29.4°C, (Barnes, Pag. 141)

9.12.1 La capacidad teórica del digestor depende de la concentración, de la naturaleza de los lodos y de la manera de operar el digestor. Suponiendo que el digestor funcione "uniforme-intermitentemente", donde cierta cantidad uniforme de sólidos va añadiéndose diariamente, puede deducirse una fórmula básica para el volúmen del digestor, para cualquier carga.

De la siguiente ecuación, se calcula el volúmen del digestor (Sociedad Americana de Ingenieros Civiles, A.S.C.E.)

Volúmen =(2- x Z) Kt / 2 (1-n) , litros

a. Diariamente se introducen "K" Kilogramos de sólidos en el digestor.

b. Los sólidos están compuestos de "x" partes de sólidos volátiles.

c. Los sólidos volátiles contienen "Z" partes digeribles en "t" días.

d) La temperatura se mantiene en un punto tal (30°C) que el período de digestión es "t" días (Fig. 25, Pag. 140, Tratamiento de aguas negras, Barnes)

e. La gravedad específica de los sólidos se toma en 1.02

f. Los lodos contienen "n" partes de agua.

Consideraciones:

a. K = 10,560.0 Kg/día

b. x = 0.75 %

c. Z = 0.50 (sólidos digeribles en t días)

d. t = 30 días

e. n = 0.97%

Sustituyendo estos datos en la ecuación de volúmen, se obtiene:

Volúmen = (2-0.75x0.50)x10560.0(Kg/día)x 30(días)/2(1-0.97)x10^3(1/m^3)

Volúmen = 3,274 m^3

Los tanques de digestión son usualmente circulares, su diámetro varía de 6.0 - 35.0 m y en profundidad tienen valores de 7.5 - 13.5 m (Metcalf & Eddy, Inc., pag. 595)

Considerando una profundidad de 8.0 m se calcula el diámetro para cada uno de los tres digestores propuestos.

Diámetro = 2 (volúmen / (π x profundidad))$^{0.5}$

Sustituyendo:

Diámetro = 2 (1,091 (m^3)/(π x 8.0 (m)))$^{0.5}$

Diámetro = 13.0 m

La pendiente del fondo del tanque en la descarga del lodo, se considera como 25% mínima.

La profundidad en el centro del tanque es:

Profundidad = 8.0(m) + (Diámetro/2) x pendiente

Sustituyendo:

Profundidad = 8.0 (m) + (13.0(m)/2) x 0.25

Profundidad = 9.6 m

Flujo de lodo que entró a los digestores:

Flujo de lodo = 3.80 l/seg

Al tanque digestor se le acondicionará un agitador del tipo de rastr del espesador ya que la concentración de sólidos es mayor.

Consideraré un flujo de retorno a la entrada del proceso de líquido sobrenadante de 0.8 l/seg.

El flujo de lodo a la salida de los digestores es = 3.0 l/seg.

La concentración de sólidos en los lodos a la salida de los digestores es:

Concentración de sólidos = (sólidos a la entrada de los digestores. - sólidos volátiles digeridos(KXZ)/ (Flujo de lodo a la salida de los digestores)

Sustituyendo:

Conc. de sólidos = (10,560 (Kg/día) - 10560(Kg/día) x 0.75 x 0.50)/ (3.0 (l/seg) x 86400 (seg/día) x 10^{-6} (Kg/mg))

Conc. de sólidos = 25,260 mg/l

Producción de gas:

La materia volátil destruída (M.V.D.) es :

M.V.D. = K x X x Z

Sustituyendo:

M.V.D. = 10,560 (kg día) x 0.75 x 0.50

M.V.D. = 3,960 Kg/día

Experimentalmente en la digestión a 30°C, el rendimiento de gas es 783 ml gr de sólidos volátiles, siendo el metano (CH_4), el 72° en volúmen.-

El valor calorífico neto del metano es de 34,004 BTU/m^3 (Fair, Geyer y Okun. Pag. 642 y 643).

El volúmen de gases producidos es:

Volúmen - 783 (ml/gr SV) x 3960 (Kg SV/día)(1000 gr/Kg) x ($m^3/10^6$ ml)

Volúmen = 3,100 m^3/día

La cantidad de metano (CH_4) producido es:

Volúmen (CH_4)= 3,100 (m^3/día) x 0.72

Volúmen (CH_4)= 2232 m^3/día

El valor calorífico neto del metano es

Energía = 34,003 (BTU/m^3)x 2232 (m^3/día)

Energía = 75.91 x 10^6 BTU/día

Energía = 3.16 x 10^6 BTU/hr

El cálculo del calor necesario para calentar el lodo, en el supuesto de que éste se encuentre a una temperatura de 25°C es de:

Calor = m C_p Δ T

El C_p = capacidad calorífica del lodo = 1010Cal/Kg-°C

(Metcalf & Eddy, Inc. Pag. 331)

m = gasto de lodo

ΔT = diferencia de temperaturas, entre la temperatura del lodo de entrada y el necesario para la digestión (33°C, para incluir las pérdidas)

Sustituyendo:

Calor = 3.80 (1/seg) x 1.02 (Kg/l) x 1010 (Cal/Kg-°C) x (33-25)°C

Calor = 31,318 Calorías = 31.318 K Cal/seg.

Por lo tanto la cantidad de calor disponible para otros usos es:

Calor usado en el calentamiento del lodo expresado en BTU (Energía mediante vapor, aire o gas, Severns, Pag. 4)

Calor = 31.318 $\frac{\text{K Cal}}{\text{seg}}$ x 0.454 $\frac{\text{BTU}}{\text{K Cal}}$ x 3600 (seg/hr

Calor = 51.15 x 10^3 BTU/ hr

El calor remanente es:

Calor = (3.16 x 10^6 - 5.15 x 10^3) BTU - hr

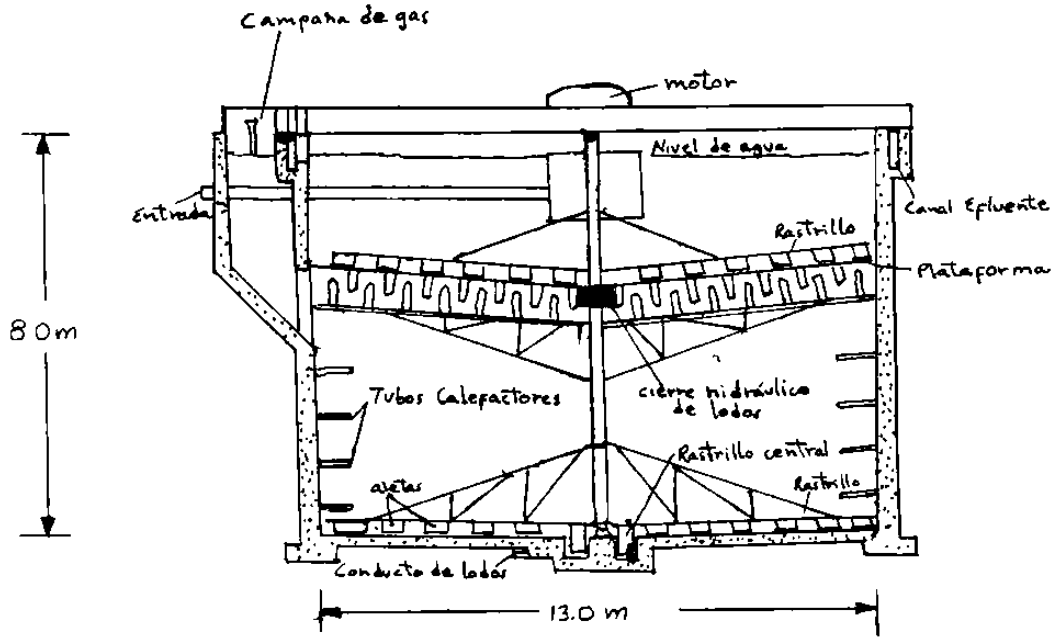
Calor = 3.16 x 10^6 BTU - hr

1.13.- FILTRACION AL VACIO.

Descripción de la operación:

Es una operación física usada para reducir el contenido de humedad del lodo, preacondicionando el lodo se proporciona una aceptable y económica filtración. La superficie del tambor se sumerge 20-40% en el recipiente de lodo, mientra

DIGESTOR DE LODOS



ENGINEERING STANDARDS

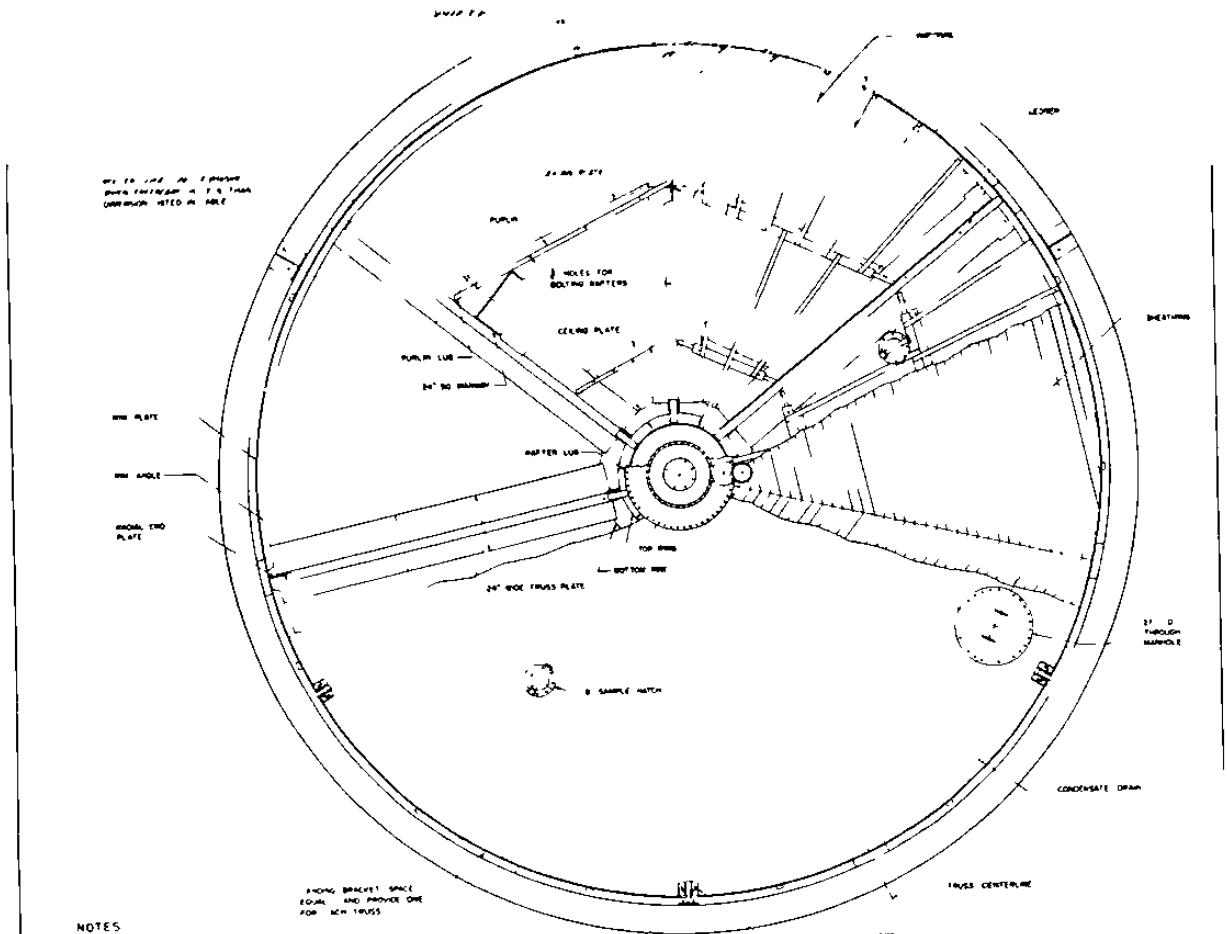
"CHICAGO" PONTOON TYPE FLOATING COVER ABL OF NEAL FEET OF FIELD WELDING	ISSUE NO 1 2 3 4 5 SHEET ___ OF 1	K-5

DATA TABLE

DIGESTER DIAMETER	AP FILLET DOWN (¼)	CORNER FILLET DOWN (¼)	CORNER FILLET VERTICAL (¼)	BUTT VERTICAL (¼)	MISCELLANEOUS FIELD WELDS 1/4"	3/8"	1/2"	TO LIN FE FIELD WE
[illegible]	52	61	19	12	9	—	—	[illegible]
[illegible]	98	77	[illegible]	14	23	—	—	[illegible]
[illegible]	268	93	32	16	28	—	—	[illegible]
[illegible]	376	108	36	8	32	—	—	[illegible]
[illegible]	[illegible]	125	36	24	20	18	—	[illegible]
[illegible]	549	140	38	27	23	20	—	[illegible]
[illegible]	689	155	54	31	25	22	—	[illegible]
[illegible]	[illegible]	70	62	35	—	52	—	[illegible]
[illegible]	[illegible]	85	68	40	—	76	—	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	88	44	—	82	—	

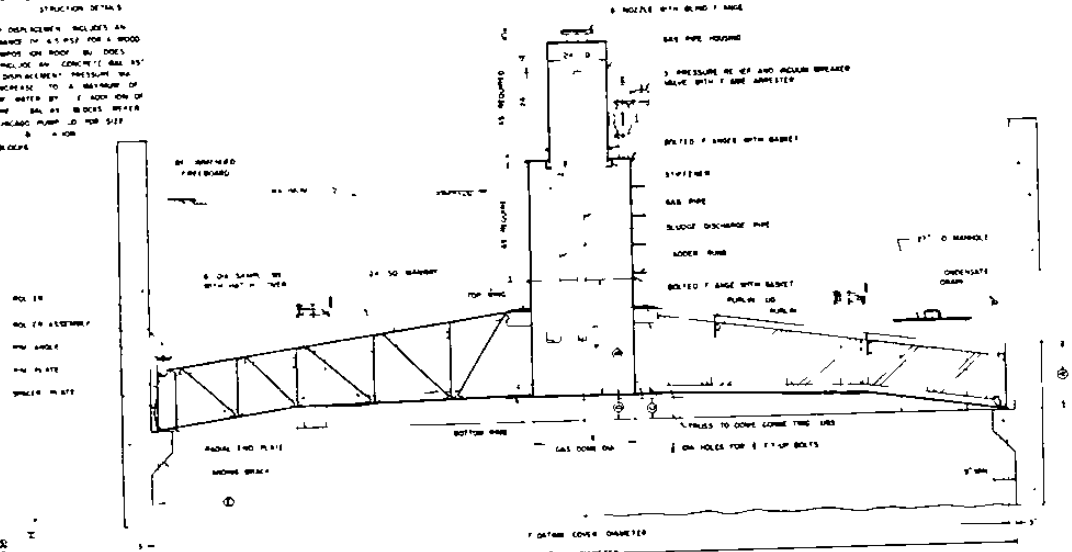
INDEX OF DRAWINGS

DRAWING NUMBER	DESCRIPTION
K-7140	Typical Flashing and Roofing Construction Details
K-7141	Typical Rafter and Sheathing Details
K-7142	Typical Appurtenance Details
K-7143	General Layout Drawing for 20'-0" to 35'-0" Diameter Digesters
K-7144	General Layout Drawing for 40'-0" to 65'-0" Diameter Digesters
K-7145	General Layout Drawing for 70'-0" to 90'-0" Diameter Digesters
K-7146	General Layout Drawing for 95'-0" to 110'-0" Diameter Digesters
K-7147	Typical Layout Precast Concrete Slab Roof
K-7148	Gas Dome Covers with Pipe Support Frame, Flexible Hose & Provisions for Piping Connections
K-7149	Typical Lifting Frame Detail
K-7150	Floating Cover Position Indicator



NOTES

PLAN



SECTIONAL ELEVATION

TABLE OF DIMENSIONS AND DATA

CH AGO PUMP CO

se mantiene un vacío de 25.40 a 67.0 cm mercurio dentro de la porción sumergi da del tambor. El vacío drena el líquido dentro del tambor, dejando los sólidos en el medio filtrante. Como el tambor gira, la plasta de sólidos aumenta en espesor, para limpiarse posteriormente con una cuchilla.

Un promedio conservativo de producción del filtro definido como el número de K s. de lodo eliminado por metro cuadrado del medio filtrante por hora es (E. P.A.), 19.44 Kg / m^2 / hr

Típicos valores de produccion de filtros de vacío se muestran a continuación- (E.P.A., C.E.Q.)

TIPO DE LODO	CARGA, $Kg/m^2/hr$
Sólidos frescos	
Primarios	19.44 - 58.32
Primarios + Filtros de goteo	19.44 - 36.88
Primarios + activados	19.44 - 24.30
Activados	12.12 - 16.97
Solidos digeridos	
Primarios	19.44 - 36.88
Primarios + Filtros de goteo	19.44 - 24.30
Primarios + activados	19.44 - 24.30

Para plantas pequenas se puede estimar un tiempo de operación de 30 horas por ana para plantas grandes un tiempo de 20 horas por día (E.P.A)

La calidad de un filtro de vacío es medida por su contenido de humedad sobre una base de peso humedo expresado como un porcentaje. El contenido de humedad r inalmente varía de 70 a 80° (E P.A.)

Tipicos valores de las concentraciones de sólidos en los filtros de vacío apa re en a continuación (E.P.A., C.E.Q.)

TIPO DE LODO	CONCENTRACION EN LA ALIMENTACION(% DE - SOLIDOS)	CONCENTRACION DE LA TORTA(% DE SOLIDOS)
Primario + lodo de los filtros	2.5 - 5.0	28 - 37
Primario Digerido	10 - 15	26 - 34
Primario Digerido + Activado	4 - 10	24 - 32

Los filtros de vacío poseen las siguientes ventajas:

1) Ocupan un espacio relativamente pequeño

2) VArios tipos de lodos pueden ser filtrados.

3) El por ciento de sólidos capturados es alto.

4) La adaptabilidad de los filtros de vacío a varios esquemas mejora la flexibilidad operacional de la planta.

Suposiciones Generales (E.P.A., C.E.Q.)

La medida máxima de una simple unidad es de 50 m^2 de área superficial.

Seis horas de producción del filtro por dos horas de mantenimiento.

DATOS DE DISEÑO DEL FILTRO DE VACIO

- Sumergencia del filtro dentro del recipiente - 30%
- Presión de vacío de 45 cm de Hg
- Carga de sólidos al filtro - 20 $Kg/m^2/hr$
- Tiempo de operación de 18 horas/día
- Area superficial máxima de cada unidad de $50m^2$
- Concentración máxima de sólidos en la alimentación 10%
- Concentración de sólidos en la torta 27%

Cálculo del área de filtración

Considerando una carga de 20.0 Kg/m^2-hr (F.P.A., C.E.Q.), entonces la producción de sólidos de los digestores es:

Sólidos = flujo de lodo x concentración de sólidos en el lodo.

Sustituyendo:

Sólidos = 3.0 (1/seg) x 25,260 (mg/l) x 3600 (seg/hr)x 10^{-6} (Kg/mg)

Sólidos = 273 Kg/hr

El área de filtración es:

Area = Sólidos/carga x % de horas de trabajo en el día.

Sustituyendo:

Area = 273 (Kg/hr)/(22.0(Kg/hr-m^2) x 0.75)

Area = 16.50 m^2

Se proponen dos filtros de vacío por facilidad de operación y mantenimiento; con las siguientes dimensiones:

área = 8.25 m^2

De Dorr-Oliver, Inc. (Manual de Ing. Químicos, Perry, Tabla 19-17)

Diámetro = 4 ft = 1.22 m

Longitud = 8 ft = 2.44 m

La Torta de lodo sale con una concentración de sólidos de 27%, entonces la -- cantidad de agua que se obtiene con la torta de lodo es:

Agua en la torta = Sólidos x 0.73/0.27

Agua en la torta = 273 (Kg Sol./hr) x 0.73(Kg de agua/Kg lodo)/0.27 (Kg de Sol. /Kg de lodo)

El flujo de agua de retorno al proceso es:

Agua de filtrado = Flujo de lodo a la entrada - flujo de lodo a la salida (en forma de torta)

Sustituyendo:

Agua de filtrado - 3.0 (1 seg) - 273 + 738 (Kg/hr)/1.03(Kg/l)x 2600(seg/hr)

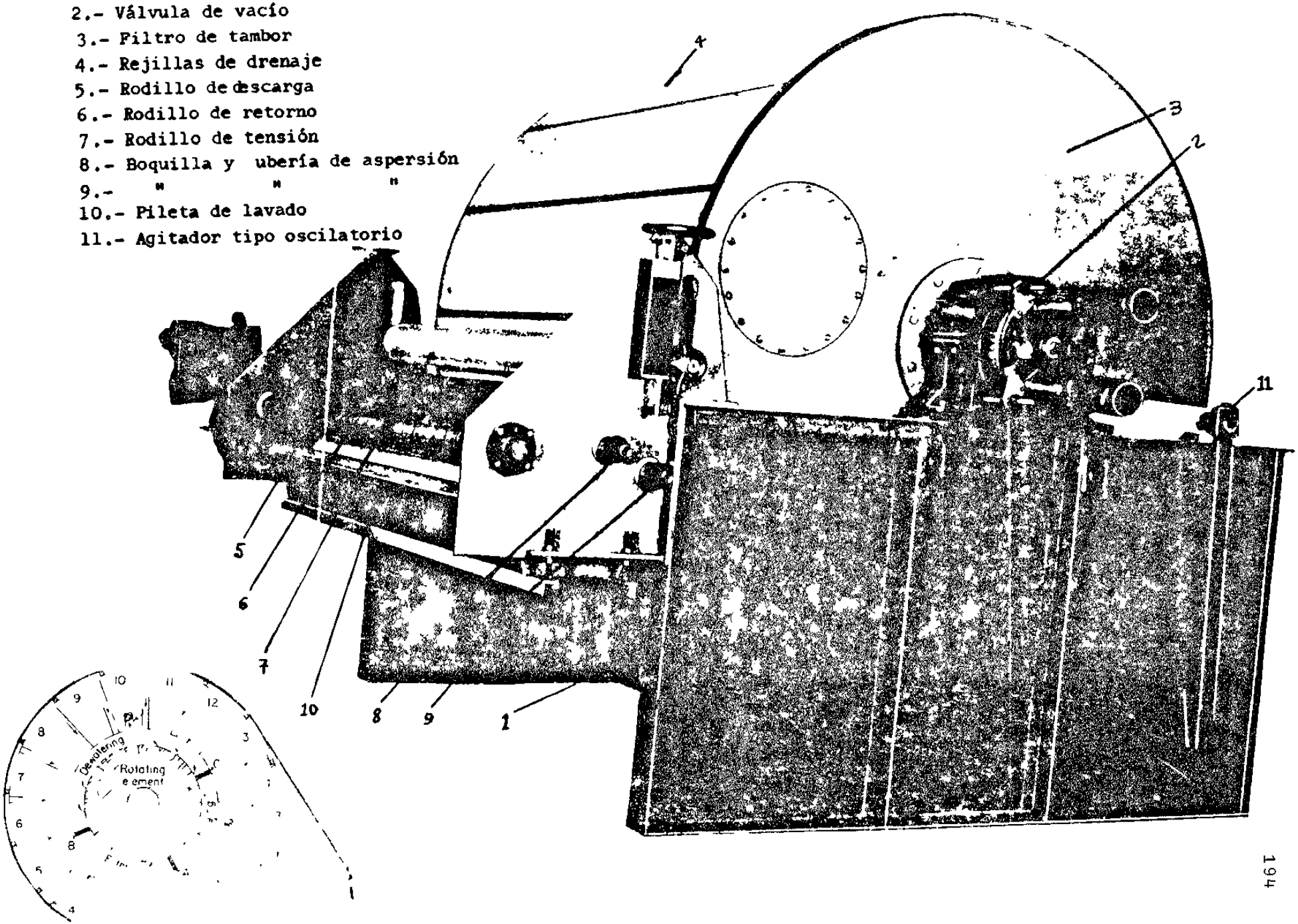
Agua de filtrado = 2.7 l/seg

9.14.- DISPOSICION DEL LODO.

Los métodos más comúnes para la disposición final de los lodos son el esparcido sobre campos de cultivo, mejorando las condiciones del suelo, mejorando su

FILTRO DE VACIO

1.- Tanque de lodo
2.- Válvula de vacío
3.- Filtro de tambor
4.- Rejillas de drenaje
5.- Rodillo de descarga
6.- Rodillo de retorno
7.- Rodillo de tensión
8.- Boquilla y ubería de aspersión
9.- " " "
10.- Pileta de lavado
11.- Agitador tipo oscilatorio



retención de humedad.

Algunas ciudades de los E.U.A. venden el lodo seco como un fertilizante, como la ciudad de Milwaukee que lo vende nacionalmente con el nombre de Milorganite.

b. Como relleno en minas o tiros abandonados.

c. Una disposición sanitaria en ocasiones es usado, esto consiste en descargar en un lugar determinado el lodo e irlo amontonando diariamente y cubriéndolo con una capa de 30 cms de tierra. Esto minimiza condiciones tales como olores e insectos. Después de algunos años, la tierra puede ser usada sin objeción.

9.15.- CLORACION

A causa de que el cloro gaseoso es más barato que el que se obtiene a partir de hipocloritos, es el que se usa generalmente para tratar el efluente del tratamiento de las aguas negras. Se controla con aparatos llamados cloradores. El cloro que consumen las substancias reductoras orgánicas e inorgánicas, se define como demanda de cloro. Es igual a la cantidad que se agrega, menos la que permanece como cloro combinado después de un cierto tiempo que generalmente es de 15 minutos. La cantidad que queda después de satisfacer la demanda de cloro es la que lleva a cabo la desinfección.

Siendo el objeto de la desinfección la destrucción de las bacterias patógenas, la medida definitiva de su eficacia será el resultado del exámen bacteriológico . El valor del cloro residual de 0.5 ppm que generalmente es eficaz, no es una norma estricta, sino solamente una guía que puede cambiarse para satisfacer los requerimientos locales.

En aguas domésticas las siguientes dosificaciones de cloro son suficientes para producir un cloro residual adecuado para la desinfección:

TIPO DE TRATAMIENTO	DOSIFICACION (En base a Gasto medio de diseño)		
Efluente de tratamiento primario	-	20 - 25	mg/l
Efluente de filtros goteadores	-	15	mg/l
Efluente de planta de lodos activados	-	8	mg/l
Efluente de filtros de arena	-	6	mg/l

De acuerdo a esto se requerirá de 8 mg/l de cloro para nuestro proceso.

La cantidad total de cloro es:

Cloro = Gasto x dosis

Sustituyendo:

Cloro = 1040 (l/seg) x 86400 (seg/día) x 8 (mg/l) x 10^{-6} (Kg/mg)

Cloro = 718.85 Kg/día

9.16.- DISPOSICION DEL EFLUENTE.

Por esparcimiento sobre tierras de irrigación, áreas arboladas y jardines y - protección de cuerpos receptores.

Reuso.

a. La industria es probablemente el más grande consumidor de agua en el mundo, y la mayor parte de las demandas de agua es para procesos de enfriamento - (como agua de enfriamento), daños a la salud pública y antiestéticos son - generalmente eliminados a causa del uso de procesos cíclicos.

b. Los tipos de campos de cultivo que pueden ser irrigados con agua negra tratada, dependen de la calidad del efluente y de las regulaciones de salubridad que se relacionan con el uso de aguas negras tratadas sobre los campos de cultivo. El drenaje preliminarmente tratado o un efluente de drenaje - desinfectado es usualmente usado en los E.U.A. sobre cultivos de algodón,- remolacha azucarera y vegetales para producción de semilla.

c. El uso recreacional del agua tratada comprende el riego de parques (de --- golf y de diversiones), el establecimiento de lagunas para navegar en bo--

tes y el mantenimiento de la vida animal y vegetal.

d. En la recarga de los mantos acuíferos.

e. El agua tratada transporta altas concentraciones de nutrientes (N y P), los cuáles pueden ayudar a fertilizar lagunas y esteros.

f. En la protección del cuerpo receptor.

A causa de que la zona de descargas es aprovechada en la extracción de mariscos y peces, esa debe ser protejida de descargas de organismos nocivos a su - fauna.

AREAS DE RIEGO CONSIDERADAS.

	Superficie total (HAS)	Coco (HAS)	Maíz (HAS)	Pastos (HAS)	Monte (HAS)
1. Pie de la cuesta -	850.0	164.50	115.5	560.0	10
2. Pedregoso -	400.0	400.00	-	-	-
3. Ejido viejo -	520.0	500.00	20.0	-	-
4. Bajos del ejido -	1156.0	1156.00	-	-	-
5. Embarcadero -	332.5	332.50	-	-	-
Total -	3,258.5	2,553.00	135.5	560.0	10

(Ref. Impulsora Guerrerense del cocotero y Delegación de agricultura en Acapulco, Gro.)

La cantidad de palmas que se cultivan es del orden de 70 - 100 palmas /Ha. y cada palma requiere para su vida biológica de 20 Hs de agua/palma - día. (Impulsora Guerrerense del cocotero).

El agua total para el maíz se debe proporcionar a una razón de 1200 mm de lámina de agua/cosecha. (Delegación de Agricultura en Acapulco, Gro.)

De acuerdo a los datos anteriores se obtiene la cantidad de área de -- cultivo que podría regar con el agua tratada.

a). Para el coco, considerando que se le porporciona una cantidad de 10 Hs de agua/palma-día, considerando un gasto de 1040 lts/seg y teniendo como pér

didas un 200% del flujo aprovechable se calcula el área de cultivo de coco a regarse:

Area = Gasto de oferta / (requerimientos de agua x razón de cultivo x 2.0)

Sustituyendo:

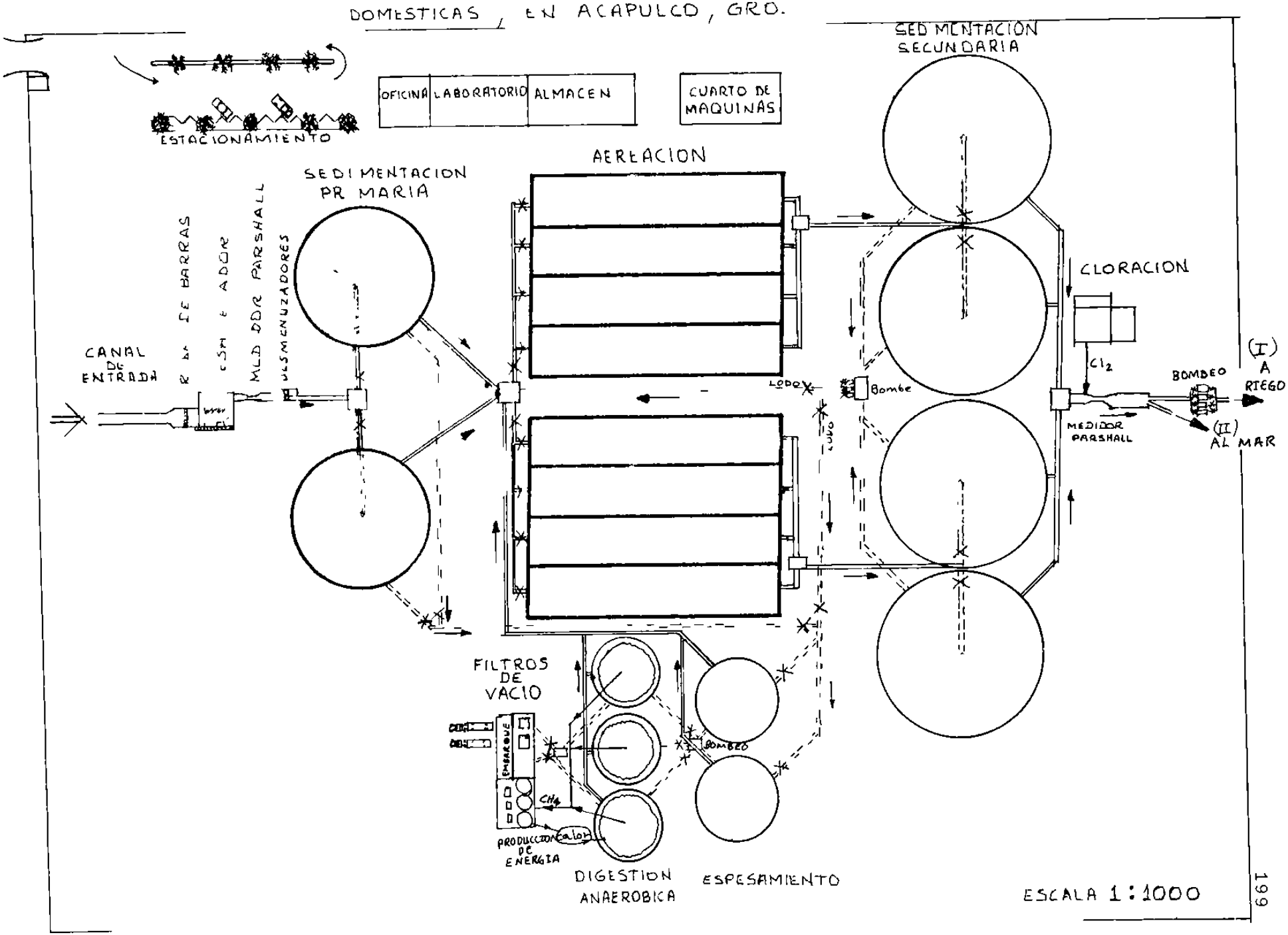
Area = 2 x 1040 (l/seg) (86400 seg/día) / (10(l/palma-día) x 85(palma/HA) x 2.0)

Area = 52,856 Has.

De acuerdo a esta área sabemos que el gasto de agua tratado es suficiente para el riego de cultivos de coco tero.

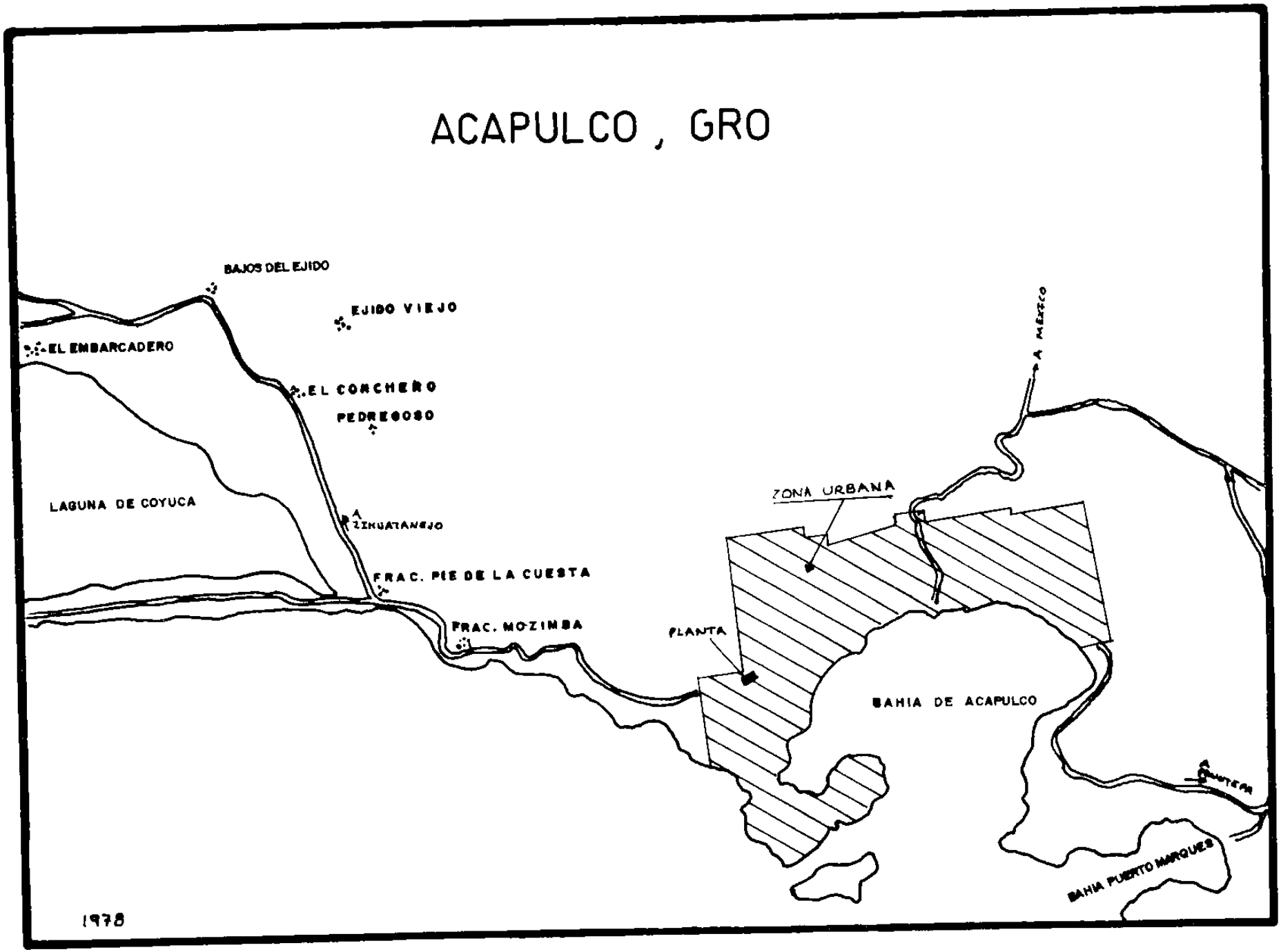
Agua que podrá proporcionarse a la región de Pie de la Cuesta, Coyuca de Benítez y en el mismo Acapulco, en parques, jardines o bien disponerse en el mar sin riesgo alguno de contaminación.

DISTRIBUCION DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RES D S DOMESTICAS, EN ACAPULCO, GRO.



ESCALA 1:1000

ACAPULCO , GRO



B I B L I O G R A F I A

- Delegación Federal de turismo en el Estado de Guerrero
  Marzo de 1977.

- Oficina de Catastro, Acapulco Guerrero (Población)

- Primera etapa del estudio para el control de la calidad del agua en la Bahía de Acapulco Gro., (S.R.H.) 1972

- American Geological Institute

- Secretaría de Recursos Hidráulicos, Dirección de Hidrología Oficina de climatología, Acapulco, Gro.

- E tratificación por densidad en la Bahía de Acapulco, Gro. Labcoba - SARH (Oct.- Dic. 1976)

- Legislación relativa al agua y su contaminación
  SARH

- Wastewater Engineering
  Metcalf & Eddy, Inc.

- Proce o de lodos activados
  Dr. Fabián Yánez
  Cepis, de la PS/OMS con sede en Lima,Perú .

- Municipal, sewage treatment (A comparison of alternatives - prepared for:
  Council on Environmental Quality (CEQ)
  U.S. Environmental Protection Agency (EPA)
  Office of planning and evaluation

- Alcantarillado y tratamiento de aguas negras
  Harold E. Babbit & E. Robert Bauman
  C.E.C.S.A.

- Impulsora Gurrerense del Cocotero
  Acapulco, Gro.

- Purif'cación de Agua y Tratamiento y remoción de agua Residuales
  Fair - Geyery kun
  LIMUSA

- Treatment and di ponsal of wastewater sludges
  P. AARNE VESILIND
  ANN ARB R SCIENCE

- Tratamiento de Aguas Negras
  G orge E. Barnes
  TEHA

- ecretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos
  Delegación de Agricultura en Acapulco, Gro.

- altos de Agua y Presas de Embalses
  Tomo 1 Saltos de Agua
  Jo é L. Gómez Navarro y José Juan Aracil

- Manual de Tratamiento de Aguas Negras
  Departamento de Sanidad del Estado de Nueva York
  LIMU A

- M nual del Ingeniero Químico
  ohn H. Perry
  M . raw-Hill

- Aba tecimiento de Agua y Alcantarillado
  Erne t W. teel
  Editorial Gustavo Gili, S.A.

UANI