

CAPITULO VII

DESCRIPCIÓN Y DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

7.1.3.1 Gasto máximo (Q_{\max})

a) Q_{\max} para el 100 % del fraccionamiento:

$$Q_{\max} = \frac{56.23}{1.40} = 40.2 \Rightarrow 45.0 L/s$$

b) Q_{\max} para el 50 % del fraccionamiento:

$$Q_{\max} = \frac{56.23 \times 0.5}{1.40} = 20.1 \Rightarrow 22.5 L/s$$

7.1.3.2 Gasto medio (Q_{med}):

Para obtener el gasto medio (Q_{med}) se usará el Factor Punta (F.P.) de acuerdo a la población por servir.

Factor Punta .- Relación entre el caudal punta y el caudal medio

$$F.P = \frac{Q_{\max}}{Q_{\text{med}}}$$

Por lo que los caudales medios se multiplicarían por estos factores y los caudales punta resultantes se combinarían para obtener los caudales máximos permisibles.

De acuerdo a el Anexo A.54 con una población de 1504 habitantes se obtiene un F.P. de :

$$F.P. = 4.75$$

Esta curva se basa en la población servida y deberá usarse únicamente en aquellos casos en que el agua residual sea total o, predominantemente, de carácter residencial.

a) Q_{med} para el 100 % del fraccionamiento

$$Q_{med} = \frac{Q_{max}}{4.75} = \frac{45 \text{ L/s}}{4.75} = 9.50 \text{ L/s}$$

b) Q_{med} para el 50 % del fraccionamiento

$$Q_{med} = \frac{Q_{max}}{4.75} = \frac{22.5 \text{ L/s}}{4.75} = 4.75 \text{ L/s}$$

7.1.3.3 Gasto de diseño (Q_d)

El gasto de diseño para la Planta de tratamiento es de :

$$Q_d = Q_{max} \text{ para el 50 \% del fraccionamiento}$$

$$Q_d = 22.5 \text{ L/s}$$

7.1.4 Caracterización del agua residual.

La caracterización del agua residual utilizada para el diseño de la Planta de tratamiento del Fraccionamiento “San Andrés” se tomó de una caracterización realizada del agua residual que llega a la planta de tratamiento “Las Misiones” ubicada a un lado de la presa Rodrigo Gómez “La Boca”. El tipo de agua residual que llega a esta planta es sanitaria doméstica del mismo tipo esperado en el fraccionamiento aludido. Esta planta, “Las Misiones”, también está ubicada en el municipio de Santiago y trata el agua de algunas colonias o fraccionamientos de este municipio.

En la tabla de la siguiente página se observan las concentraciones de los contaminantes en los diferentes muestreos realizados. La concentración de contaminantes para el diseño se determinó mediante una media aritmética ya que no se tienen datos de variaciones de flujo, si se contara con dichos datos, entonces se podría obtener una media ponderada.

Media ponderada para carga contaminante.

$$x_w = \frac{\sum_i^n x_i q_i}{\sum_i^n q_i}$$

Donde:

x_w = Concentración media del constituyente proporcional al caudal

n = Número de observaciones

x_i = concentración media del constituyente durante el i - ésimo período del tiempo.

q_i = caudal medio durante el i - ésimo período de tiempo.

Media aritmética para Carga Contaminante

$$x = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n x_i$$

x = Media aritmética de la concentración del constituyente

n = Número de observaciones

x_i = Concentración media i - ésimo período de tiempo.

Tabla No. 5.- CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL DE: SANTIAGO, N.L.
(Obtenida de La Planta de Tratamiento de Aguas Residuales "LAS MISIONES")

Fecha de muestreo del 10 al 16 de Septiembre de 1990

Parámetro	Identificación de la muestra								PROMEDIO
	A1 canal	A1 tubo	B1 canal	B1 tubo	C1 canal	C1 tubo	B2 canal	B2 tubo	
pH	7.59	7.86	7.96	8.24	7.61	7.95	7.3	7.58	7.76
Conductividad (micromhos/cm)	800	680	680	680	740	720	670	680	706.25
Sólidos totales (mg/l)	792.5	617.2	642.0	594.1	656.0	592.0	520.0	574.5	623.54
Sólidos suspendidos (mg/l)	106.3	26.7	64.0	20.4	70.0	20.0	146.0	32.1	60.69
S. suspendidos volátiles (mg/l)	93.8	26.7	52.0	20.4	64.0	14.0	62.0	20.8	44.21
Sólidos sedimentables (mg/l)	3	0.8	0.5	0.5	2.5	0.2	1.7	0.20	1.18
DBO (mg/l)	150	150	150	120	150	130	210	120	147.50
DQO (mg/l)	217.3	460.8	153.6	460.8	921.6	652.8	422.4	153.8	430.39
NTK (mg/l)	5.9	9.5	7.2	11.2	12.4	10.0	10.5	7.0	9.21
Alcalinidad total (mg/l CaCO3)	300	270	190	230	288	230	288	272	258.50
Dureza Cálcica (mg/l CaCO3)	224	230	220	228	176	225	236	236	221.88
Cloruros (mg/l)	37.5	25	41.2	37.5	72.5	37.5	57.5	37.5	43.28
Fosfatos (mg/l)	14	6	n.d.	n.d.	23	n.d.	n.d.	14	14.25
Sulfatos (mg/l)	130	118	108	110	124	124	104	112	116.25
Nitratos (mg/l)	0.87	0.24	0.26	0.1	0.26	0.08	0.66	2.32	0.60
Sodio (mg/l)	114	101	108	104	100.5	98.5	96	98.5	102.56
Potasio (mg/l)	5.85	5.45	4.50	5.65	4.80	5.80	5.75	5.80	5.46
Magnesio (mg/l)	11.5	10.13	10.25	11.63	9.18	10.63	9.68	10.13	10.39
Grasas y Aceites (mg/l)	6.0	6.0	2.8	2.8	1.4	1.4	2.8	2.8	3.25
Calcio (meq/l)	4.47	4.59	4.39	4.55	3.51	4.49	4.71	4.39	4.39
Sodio (meq/l)	4.96	4.39	4.7	4.52	4.37	4.28	4.18	4.28	4.46
Magnesio (meq/l)	0.95	0.63	0.84	0.96	0.76	0.87	0.80	0.83	0.83
RAS	3.01	2.66	2.91	2.72	2.99	2.61	2.52	2.60	2.75

7.1.5 Normas de Calidad.

Se realizó el diseño de la Planta de Tratamiento de aguas residuales cumpliendo primero en los límites máximos permisibles que señala la norma NOM - 001 - ECOL - 1996 que establece: “Los Límites Máximos Permisibles de Contaminantes en las Descargas de Aguas Residuales en Aguas y Bienes Nacionales”. Los límites más críticos que nos pide esta norma en cuanto a SST y DBO para uso público urbano son de :

SST = 40 mg/L

DBO = 30 mg/L

Pero existe otra norma en anteproyecto, que fue la que se tomó en cuenta para llevar a cabo el diseño de la planta de tratamiento, dicha norma es la NOM-ECOL-003/96 que establece “Los límites máximos permisibles para las aguas residuales tratadas que se reusen en servicios públicos”, donde en el punto 5.6 se menciona lo siguiente: “Para el agua residual destinada para el riego de campos de golf, parques panteones o cementerios y parques memoriales, camellones en avenidas y otras áreas verdes en zonas donde el público tenga acceso o exposición, los límites máximos permisibles de contaminantes son : Para la Demanda Bioquímica de Oxígeno y Sólidos Suspendidos Totales el promedio mensual no debe ser mayor de 10 mg/L”.

SST = 10 mg/L.

DBO = 10 mg/L.

7.2.- Elementos que integran la Planta de Tratamiento de aguas residuales por diseñar:

Los elementos que forman esta Planta de Tratamiento de aguas residuales son los siguientes:

1. Un Cárcamo de bombeo, en la entrada de la planta (CBE -01)*
 2. Rejillas (RJ - 01)*
 3. Un Desarenador (DES -01)*
 4. Un Clarificador primario (CP - 01)
 5. Un Cárcamo de bombeo a la biotorre (CBT - 01)*
 6. Una Biotorre (BT - 01)
 7. Un Cárcamo de recirculación a la biotorre (CRBT - 01)*
 8. Un Tanque de aireación y contacto de sólidos (TACS - 01)
 9. Un Clarifloculador (CF - 01)
 10. Una Cámara de contacto de cloro (CCC - 01)
 11. Un Espesador de lodos (ESP - 01)
 12. Un Digestor anaeróbico de lodos (DAL - 01)
 13. Lechos de secado (LS -01, 02, 03)
- Un Tanque de aguas tratadas (TAT -01)

* Estos elementos fueron diseñados para trabajar con el flujo esperado, cuando el fraccionamiento se encuentre poblado en un 100 %, que es de $Q_{\max} = 45 \text{ L/s}$.

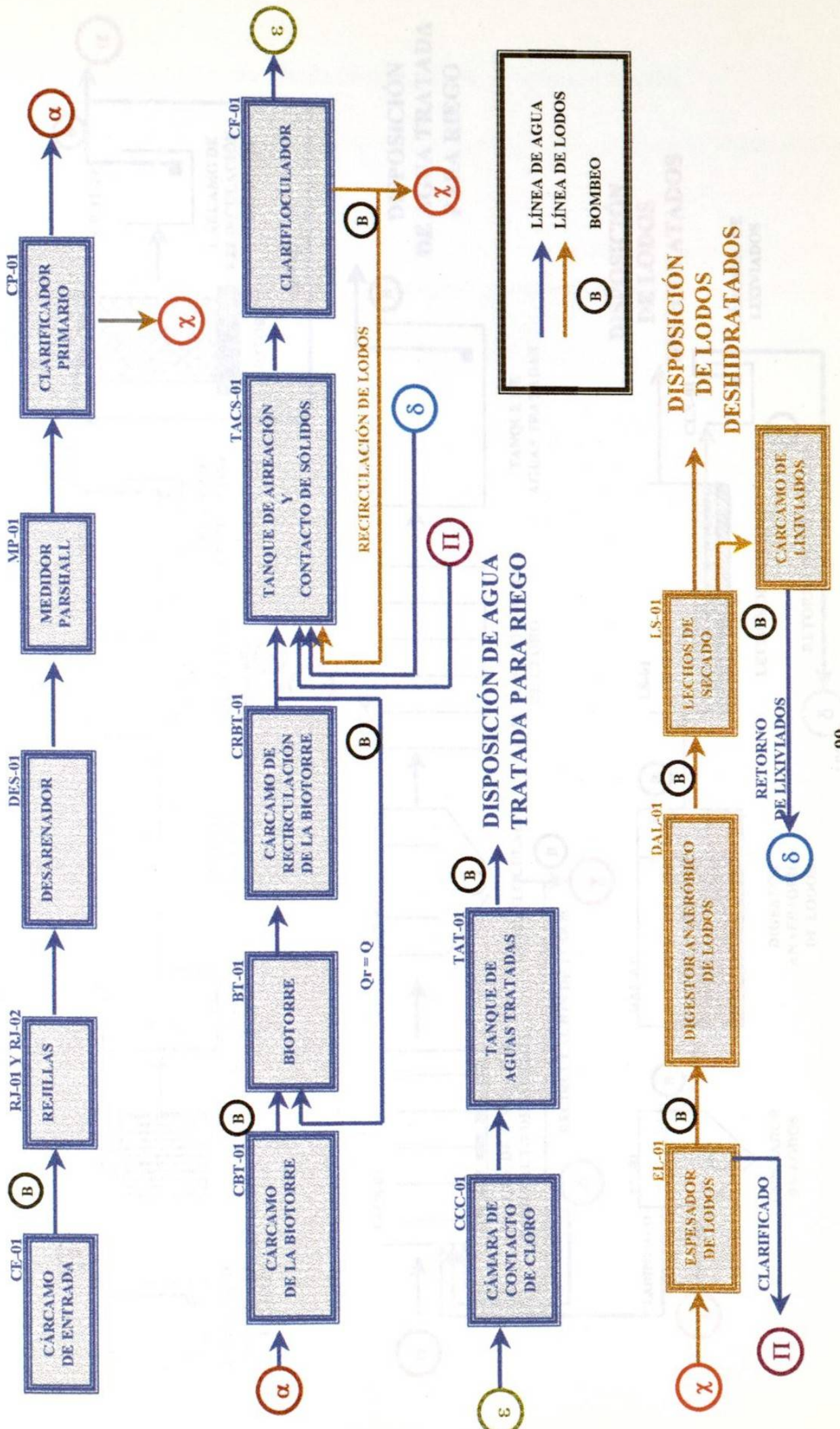
7.3 Diagramas de flujo

En los siguientes puntos se muestran : el diagrama de bloques y el diagrama de proceso, con todos los elementos que conforman esta Planta de Tratamiento de aguas residuales.

7.3.1 Diagrama de bloques

7.3.2 Diagrama de proceso

VII.3.1.- DIAGRAMA DE BLOQUES
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES SANITARIAS
SISTEMA DE FILTRO PERCOLADOR Y CONTACTO DE SÓLIDOS
 CAPACIDAD 22.5 L/s



7.4 Diseño de una Planta de tratamiento de aguas residuales

7.4.1 Rejillas de limpieza manual

$$Q_d = 45 \text{ L/s}$$

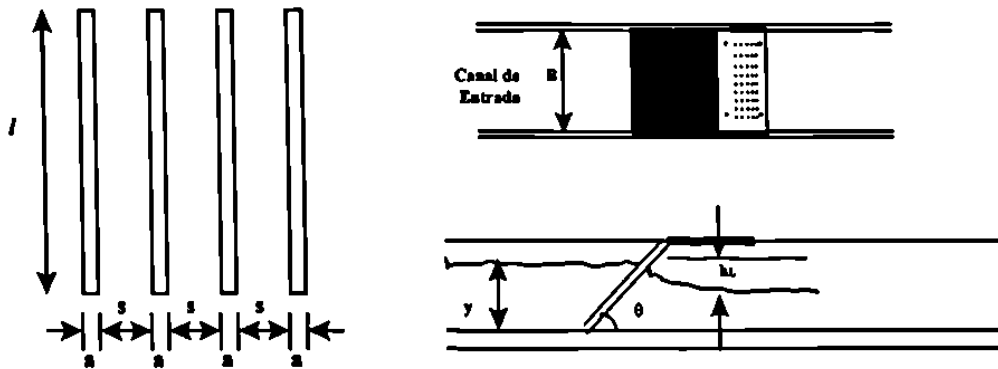


Fig. No. 8.- Rejillas en el Canal de entrada

h_L = pérdida local considerando agua limpia

B (Ancho de canal) = 0.60 m

$$h_L = \beta \left(\frac{w}{b} \right)^{4/3} \times h_v \times \text{Sen } \theta$$

β = Factor que depende de la sección transversal de la rejilla (Anexo A.55)

b = Separación entre barras (s)

w = Anchura de las barras (a) (5 - 15 mm)

h_v = Pérdida de energía cinética = $V^2/2g$

θ = Pendiente o inclinación de 30° a 45°

$$h_L \text{ rejilla} = h_L \times 1.50 \text{ (50 \% más)}$$

Sección transversal de la rejilla: circular

$$Q = 45 \text{ L/s}$$

$$B = 0.60 \text{ m}$$

Canal: De concreto

$$S_o = 3 \text{ miles}$$

$$n = 0.013$$

1.- Cálculo del tirante “y” del Canal de entrada.

$$Q = \frac{A}{n} R^{2/3} S^{1/2}$$

$$AR^{2/3} = \frac{Qn}{S^{1/2}} = \frac{(0.045)(0.013)}{(0.003)^{1/2}} = 0.011$$

$$\frac{AR^{2/3}}{b^{8/3}} = \frac{0.011}{(0.60)^{8/3}} = 0.043$$

haciendo uso de la gráfica del Anexo A.56

se obtiene : $\frac{y}{b} = 0.17$

$$y = b \times 0.17 = 0.60 \times 0.17$$

$$y = 0.10 \text{ m}$$

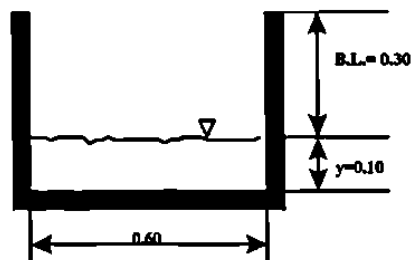


Fig. No. 9.- Sección transversal del Canal de entrada.

2. Cálculo de la velocidad en el Canal de entrada.

$$Q = A \times V \Rightarrow V = \frac{Q}{A} = \frac{0.045 \text{ m}^3 / \text{s}}{(0.10 \times 0.6)} = 0.75 \text{ m/s}$$

3. h_L rejilla

- Seleccionar tipo de barra : circular $\phi = 1/2'' = 1.27 \text{ cm} = 12.7 \text{ mm}$
- $\beta = 1.79$
- Separación entre barras = 4 cm (b)
- Por lo tanto $w = 1.27 \text{ cm}$
- $\theta = 45^\circ$

$$h_v = \frac{v^2}{2g} = \frac{(0.75)^2}{19.6} = 0.03 \text{ m}$$

$$h_L = \beta \times \left(\frac{w}{b}\right)^{4/3} \times h_v \times \text{Sen } \theta = 1.79 \times \left(\frac{0.0127}{0.04}\right)^{4/3} \times 0.03 \times \text{Sen } 45^\circ$$

$$h_L = 0.010 \text{ m}$$

$$h_L \text{ rejilla} = h_L \times 1.50 = 0.01 \times 1.50$$

$$h_L \text{ rejilla} = 0.015 \text{ m} = 1.5 \text{ cm}$$

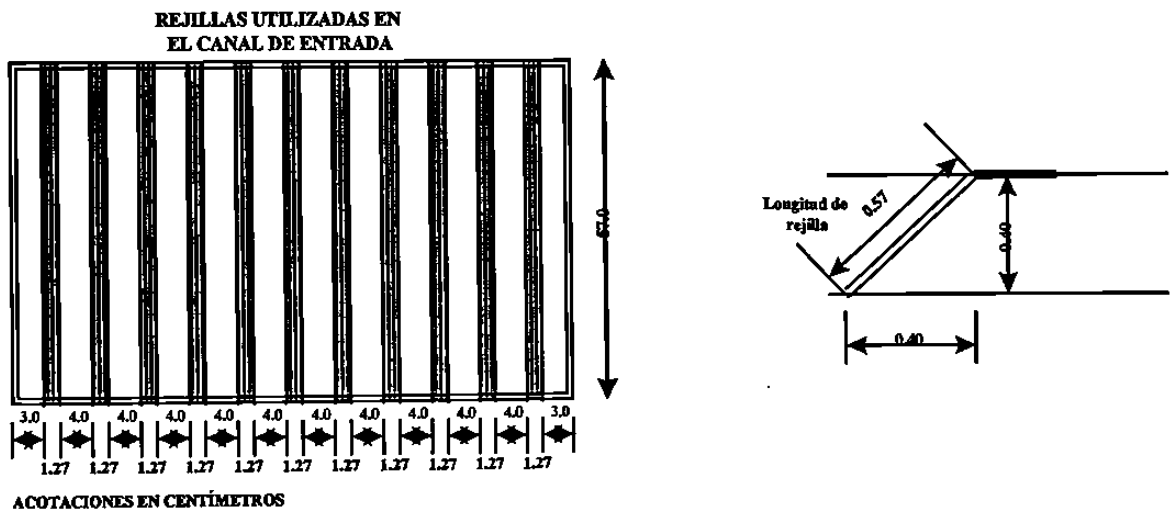


Fig. No. 10.- Barras de la Rejilla (Elevaciones)

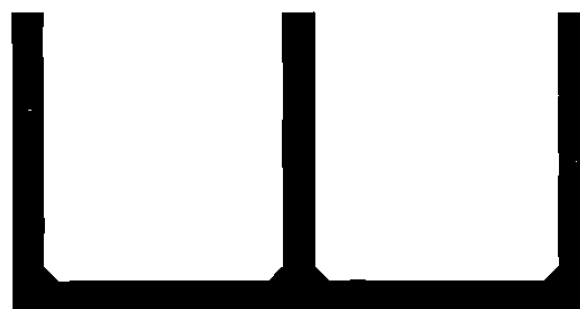
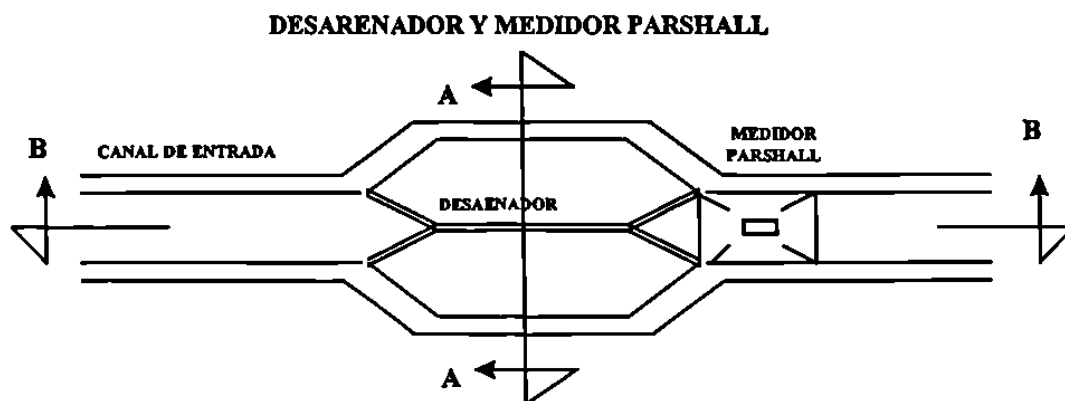
Espesores internos = 10 (4 cm. c/u)

barras = 11 (1.27 cm. c/u)

espesores externos = 2 (3 cm. c/u)

$$10 \times 4 + 11 \times 1.27 + 2 \times 3 = 60 \text{ cm}$$

7.4.2 Desarenador (Medidor Parshall)



SECCIÓN "A-A"

Fig. No. 12.- Sección transversal del Canal Desarenador, Sección A-A de Planta

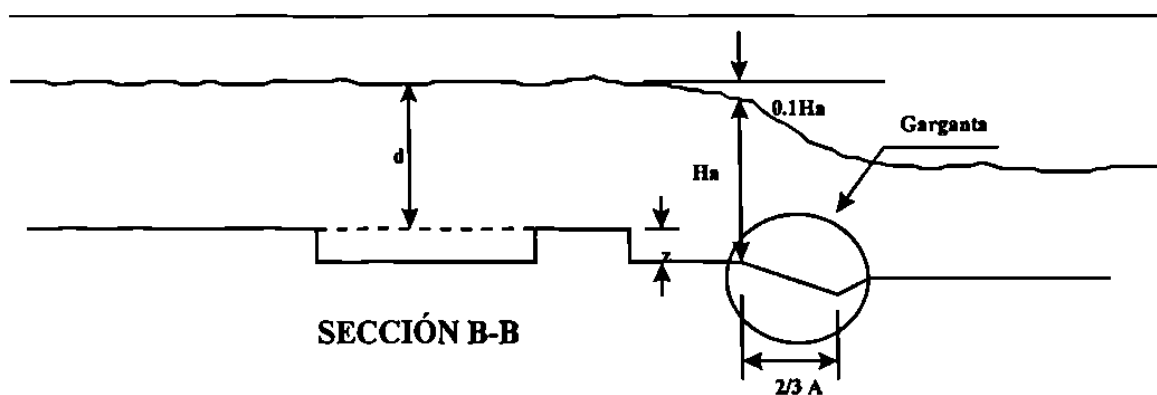


Fig. No. 13.- Sección longitudinal del Desarenador y del Canal Parshall, Sección B-B de Planta

Fórmula para dimensionar el medidor Parshall

$$Q_{\max} = 45.0 \text{ L/s} = 1.60 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_{\min} = 5.0 \text{ L/s} = 0.18 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Del Anexo A.57 (para vertedores Parshall) se obtiene la siguiente fórmula:

$$Q = 2.06 (Ha)^{1.58}$$

Esta fórmula es para :

$$1.40 \text{ L/s} < Q < 82 \text{ L/s}$$

De donde obtenemos: $w = 6''$

Ha = Tirante de la canaleta Parshall a $2/3$ de A

Abatimiento = $0.1 Ha$

Velocidad de Flujo Horizontal (V_{fh}) = 0.3 m/s

Tiempo de retención hidráulico (θ_h) = 60 s

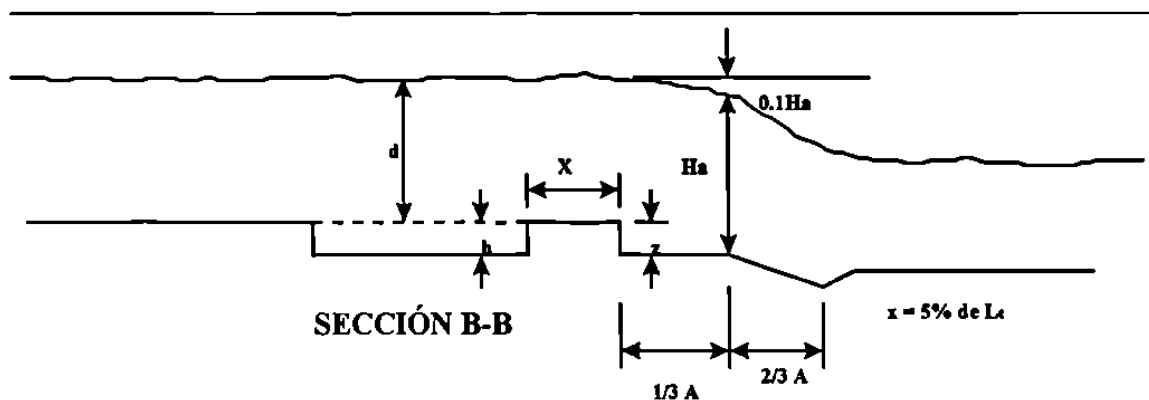


Fig. No. 14.- Sección longitudinal del Desarenador y del Canal Parshall
con las variables por calcular

$$x = 5 \% \text{ de } L_t$$

$$d_{\max} \rightarrow Q_{\max}$$

$$d_{\min} \rightarrow Q_{\min}$$

$$d = 1.10 Ha - z$$

1.- Cálculo de altura “z” del Canal Desarenador.

$$Ha = \frac{d + z}{1.10}$$

$$\frac{Q_{max}}{Q_{min}} = \frac{d_{max}}{d_{min}} = \frac{1.1 Ha_{max} - z}{1.1 Ha_{min} - z}$$

de :

$$Q = 2.06(Ha)^{1.58}$$

$$Ha_{max} = \left[\frac{Q}{2.06} \right]^{1/1.58} = \left[\frac{1.60}{2.06} \right]^{1/1.58} = 0.85 \text{ ft} = 0.26 \text{ m}$$

$$Ha_{min} = \left[\frac{0.18}{2.06} \right]^{1/1.58} = 0.21 \text{ ft} = 0.07 \text{ m}$$

$$\frac{Q_{max}}{Q_{min}} = \frac{1.1 \times 0.85 - z}{1.1 \times 0.21 - z} = \frac{0.94 - z}{0.23 - z}$$

$$1.60 \times (0.23 - z) = 0.18 (0.94 - z)$$

$$0.61 - 1.60 z = 0.17 - 0.18z$$

$$0.62 = 1.42 z$$

$$h = z = 0.14 \text{ ft} = 4 \text{ cm} \Rightarrow 5 \text{ cm.}$$

- Si z es menor de 5 cm. dejar $h = 5 \text{ cm}$
- Si z es mayor de 5 cm $h = z$

2.- Cálculo de altura máxima ($d_{m\acute{a}x}$) y altura mínima ($d_{m\acute{i}n}$) de nivel de agua en Canal Desarenador

$$d_{max} = 1.1 \times 0.85 - 0.14 = 0.80 \text{ ft} = 0.25 \text{ m}$$

$$d_{min} = 1.1 \times 0.21 - 0.14 = 0.09 \text{ ft} = 0.03 \text{ m}$$

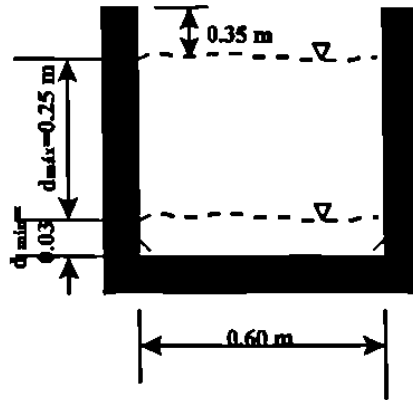


Fig. No. 15.- Sección transversal del Canal Desarenador con los niveles mínimo y máximo de agua.

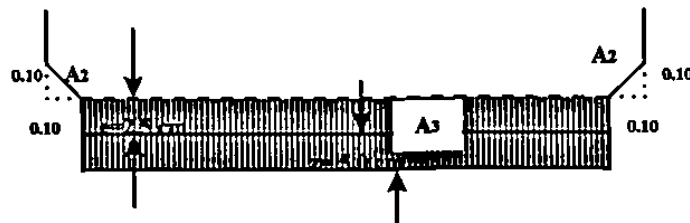


Fig. No. 16.- Parte inferior del Canal Desarenador.

$$A_1 = 0.10 \left(\frac{0.10}{2} \right) = 0.005 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 0.005 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 2 \times 0.005 \text{ m}^2 = 0.01 \text{ m}^2$$

A_3 = para compensar el área que quitamos de A_1 y A_2 .

3.- Calculo del Ancho del Canal Desarenador:

$$Q = V \times A$$

Datos:

$$V = 0.3 \text{ m/s}$$

$$Q = 45 \text{ L/s} = 0.045 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A = \frac{Q}{V} = \frac{0.045 \text{ m}^3 / \text{s}}{0.30 \text{ m/s}} = 0.15 \text{ m}^2$$

$$A = 0.25 \times B$$

$$B = \frac{0.15}{0.25} = 0.60 \text{ m} = 60 \text{ cm}$$

4.- Calculo de altura “e” y “m” en fondo de Canal Desarenador.

$$A_3 = (B - 2 \times \text{Longitud del chaflán}) \times e$$

$$e = 0.6 \text{ cm} = 0.006 \text{ m}$$

$$0.01 = (0.6 - 2 \times 0.10)e$$

$$0.40e = 0.01 \text{ m}^2$$

$$e = 0.025 \text{ m} = 2.5 \text{ cm}$$

$$m = 2.5 + 5.0 \text{ cm de } z \text{ (para arenas)} = 7.5 \text{ cm}$$

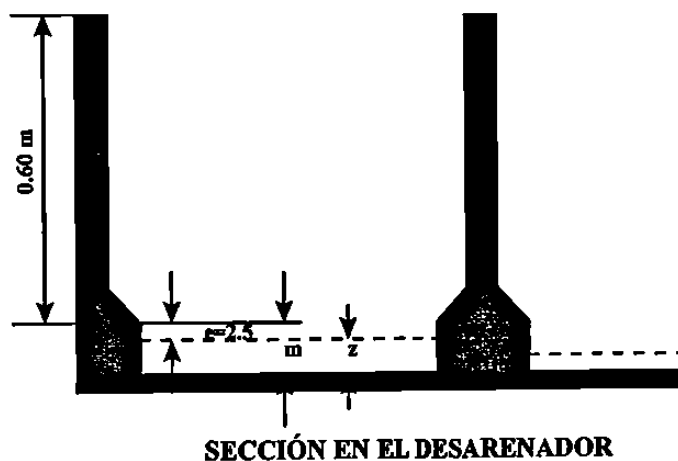


Fig. No. 17.- Sección transversal de ambos Canales Desarenadores

5.- Longitud efectiva (L_t) y largo de escalón del Canal Desarenador (x)

$$L = V \times \theta_t$$

$$L_t = L \times 1.10$$

$$L_t = 0.3 \text{ m/s} \times 45 \text{ s} = 13.5 \text{ m} \times 1.10 = 14.85$$

$$x = L_t \times 0.05$$

$$x = 14.85 \times 0.05 = 0.74 \text{ m} = 74 \text{ cm} = 75 \text{ cm} = 0.75 \text{ m}$$

6.- Pendiente (S)

$$S = \left[\frac{n}{VR^{2/3}} \right]^2 = \frac{n^2}{V^2 \times R^{4/3}}$$

$$R = \frac{(0.20 \times 0.75)}{(0.75 + 0.2 \times 2)} = \frac{0.15}{1.15} = 0.13$$

$$S = \frac{(0.013)^2}{(0.3)^2 \times (0.13)^{4/3}} = 0.028 = 28 \text{ miles}$$

7.- Sumergencia

$$S = 60 \% \text{ para } w < 9''$$

$$\frac{Ha}{Hb} = 0.60$$

$$Hb = \frac{Ha}{0.60}$$

$$Hb_{min} = \frac{Ha_{min}}{0.60} = \frac{0.11}{0.60} = 0.18 \text{ m}$$

$$Hb_{max} = \frac{Ha_{max}}{0.60} = \frac{0.26}{0.60} = 0.43 \text{ m}$$

7.4.3 Medidor Parshall

Para $w = 6''$ (Garganta) tenemos las siguientes medidas y dimensiones:

Anexo A.58 y A.59

A = 62.1 cm

B = 61.0 cm

C = 39.4 cm

D = 40.3 cm

E = 45.7 cm

$F = 30.5 \text{ cm}$

$G = 61.0 \text{ cm}$

$K = 7.6 \text{ cm}$

$N = 11.4 \text{ cm}$

Medidor Parshall

$Q_{\max} = 45 \text{ L/s}$

$Q_{\min} = 5 \text{ L/s}$

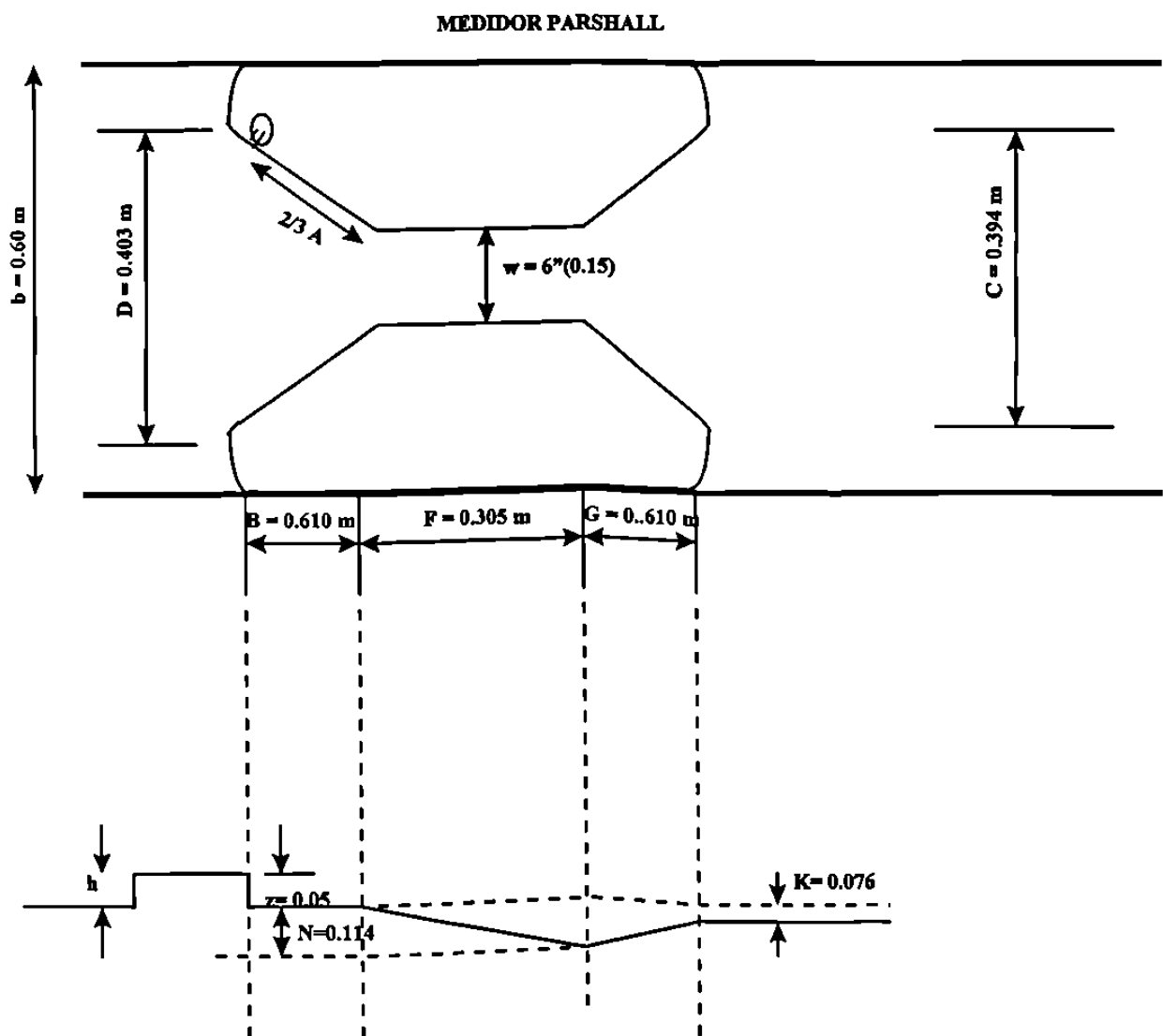


Fig. No. 18.- Planta y Elevación del Medidor Parshall, dimensionadas.

7.4.4 Clarificador Primario

Sólidos sedimentables = 1.18 mL/L (de caracterización Tabla No. 5)

$$Q_{\max} = 22.5 \text{ L/s} = 1944 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_{\text{medio}} = 11.25 \text{ L/s} = 972 \text{ m}^3/\text{d}$$

Eficiencia de remoción SST = 50 % (50 - 70 %)

Eficiencia en remoción DBO_T = 25 % (25 - 40 %)

$$\text{SST influente} = 60.69 \text{ mg/L}$$

$$\text{DBO influente} = 147.50 \text{ mg/L}$$

$$\text{SST efluente} = 60.69 \times 0.5 = 30.35 \text{ mg/L}$$

$$\text{DBO efluente} = (147.5 - 0.25 \times 147.5) = 110.63 \text{ mg/L}$$

- Área requerida superficial (A_s)

$$CHS = \frac{Q}{A_s}$$

$$A_s = \frac{Q}{CHS}$$

para Q promedio : $CHS = 32$ a $48 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d} \Rightarrow CHS = 48 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$

para Q máximo : $CHS = 80$ a $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d} \Rightarrow CHS = 100 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$

- Para $Q_{\text{medio}} = \frac{972 \text{ m}^3 / \text{d}}{48 \text{ m}^3 / \text{m}^2 / \text{d}} = 20.25 \text{ m}^2 \Rightarrow$ Colocaremos el de mayor área, así

se cumple también con el de 19.44 m^2

- Para $Q_{\max} = \frac{1944 \text{ m}^3 / \text{d}}{100 \text{ m}^3 / \text{m}^2 / \text{d}} = 19.44 \text{ m}^2$

Para los $48 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ (que corresponde al de mayor área) ó 2 m/h corresponde una remoción del 50 % de SST según Anexo A.6, si se hubieran escogido los 1944 m^2 la CHS sería de $100 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ que corresponde a 4.1 m/h y se tendría una remoción de 35 % de SST, según Anexo A.6.

Relación recomendada $\frac{a}{b} = \frac{3-5}{1} \Rightarrow 4 : 1 \text{ a : b}$

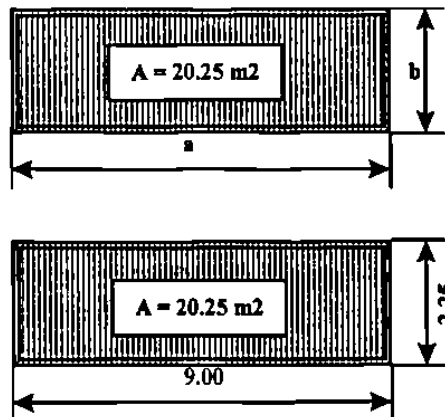


Fig. No. 19.- Área y dimensiones del Clarificador Primario.

$$a = 4b$$

$$4b \times b = 20.25 \text{ m}^2$$

$$4b^2 = 20.25 \text{ m}^2$$

$$b = 2.25 \text{ m}$$

$$a = 2.25 \text{ m} \times 4$$

$$a = 9.0 \text{ m}$$

$$A = 2.25 \text{ m} \times 9.0 \text{ m}$$

$$A = 20.25 \text{ m}^2$$

$$CHS = \frac{972 \text{ m}^3 / \text{d}}{20.25 \text{ m}^2} = 48 \text{ m}^3 / \text{m}^2 / \text{d} \quad \checkmark 32 - 48 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$$

Profundidad propuesta = 3.00 m

$$\text{Volumen de tanque} = 3.00 \text{ m} \times 2.25 \text{ m} \times 9.0 \text{ m} = 60.75 \text{ m}^3$$

$$\text{Tiempo de retención hidráulica} = \frac{\text{Vol (m}^3\text{)}}{\text{Caudal (m}^3/\text{h)}} = 60.75 \text{ m}^3 \left[\frac{1 \text{ dia}}{972 \text{ m}^3} \right] \left[\frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} \right] = 1.5 \text{ h}$$

Según Anexo A.60 $\theta = 1.5 - 2.5 \text{ h} \checkmark$

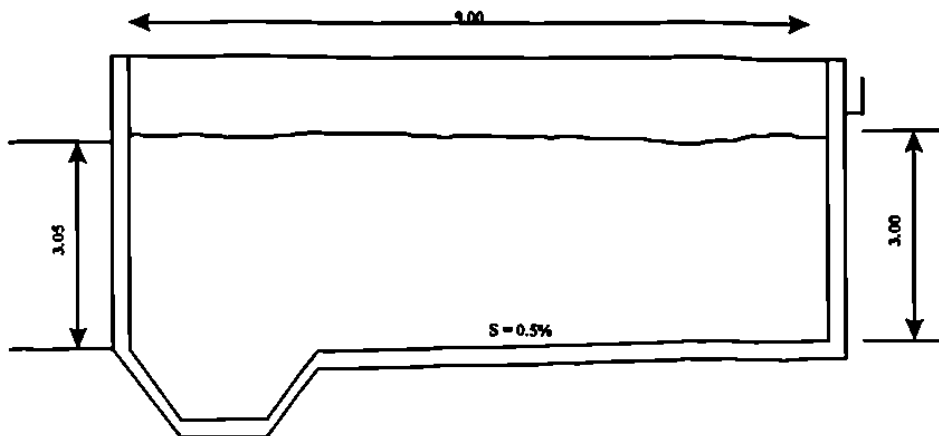


Fig. No. 20.- Sección longitudinal del Clarificador Primario con las dimensiones de largo, altura hidráulica y pendiente de fondo

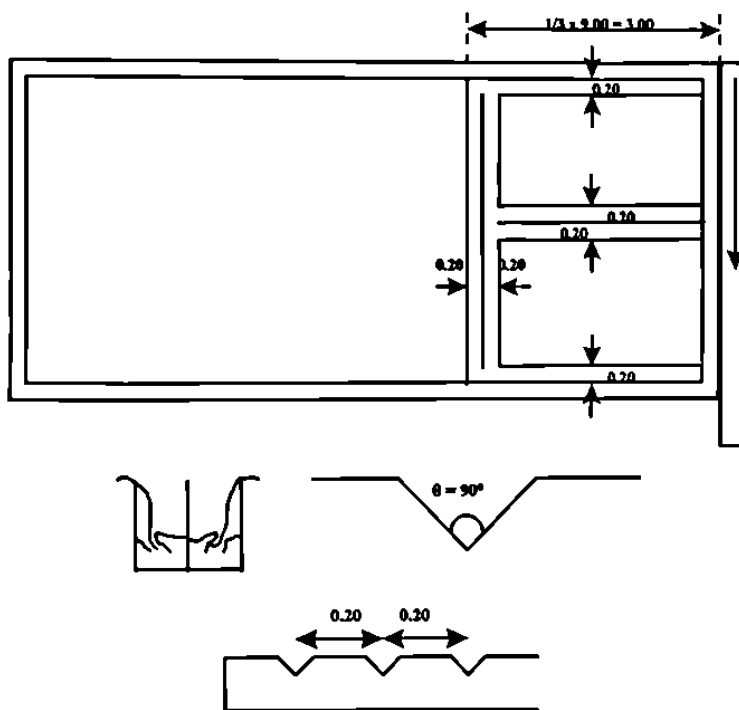


Fig. No. 21.- Planta de canaleta y tipo de vertedores.

- Recomendaciones de vertedor

Longitud de vertedor \Rightarrow Tomamos $CHV = 1.65 \text{ L/s/mL}$ (recomendaciones) Anexo A.61

$$\text{Longitud vertedor} = \frac{225 \text{ L/s}}{1.65 \text{ L/s/mL}} = 13.64 \text{ mL}$$

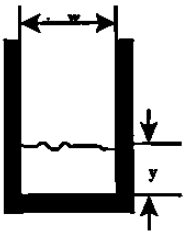


Fig. No. 22.- Canaleta

$$Q = 1376 wy^{3/2}$$

$$Q = L/s$$

$$w = m$$

$$y = m$$

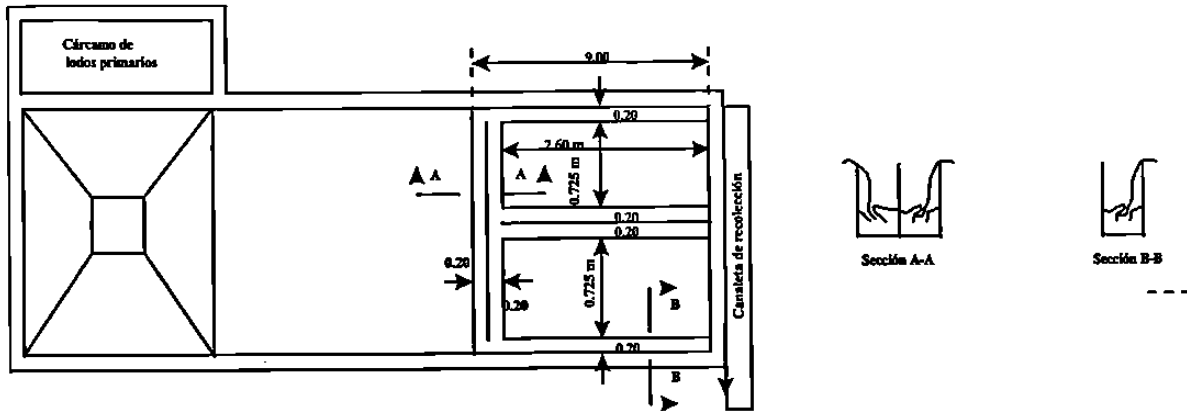


Fig. No. 23.- Longitud de la canaleta y de los vertedores

$$\text{Longitud de los vertedores} = 2.25 \text{ m} + 0.725 \text{ m} \times 2 + 2.60 \text{ m} \times 4 = 14.1 \text{ m} > 13.64 \checkmark \checkmark$$

$$\text{metros de canaleta de recorrido} = 2.60 \text{ m} \times 2 = 5.20 \text{ m}$$

$$Q = 5.20 \text{ m} \times 1.65 \text{ L/s/m} = 8.6 \text{ L/s}$$

$$\text{Se propone} \Rightarrow w = 0.20 \text{ m}$$

$$y = \left[\frac{Q}{1376 w} \right]^{2/3} = \left[\frac{8.6 \text{ L/s}}{1376 \times 0.20} \right]^{2/3} = 0.099 \text{ m} = 0.10 \text{ m} = 10 \text{ cm}$$

Son 5 vert./m lineal

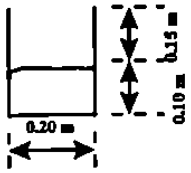


Fig. No. 24.- Dimensiones de la canaleta del Clarificador Primario

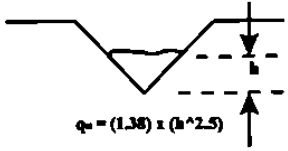


Fig. No. 25.- Vertedor triangular.

$$q_u = 1.38 h^{2.5}$$

$$h = \left[\frac{q_u}{1.38} \right]^{1/2.5}$$

$$q = \frac{22.5 \text{ L/s}}{14.1 \text{ m}} = 1.60 \text{ L/s/mL} = 0.0016 \text{ m}^3 / \text{s} / \text{mL}$$

$$q_u = \frac{0.0016 \text{ m}^3 / \text{s} / \text{mL}}{5 \text{ vert.} / \text{mL}} = 0.00032 \text{ m}^3 / \text{s} / \text{vert.}$$

$$h = \left[\frac{0.00032}{1.38} \right]^{1/2.5} = 0.03 \text{ m} = 3 \text{ cm}$$

• Tolvas y cantidad de lodos

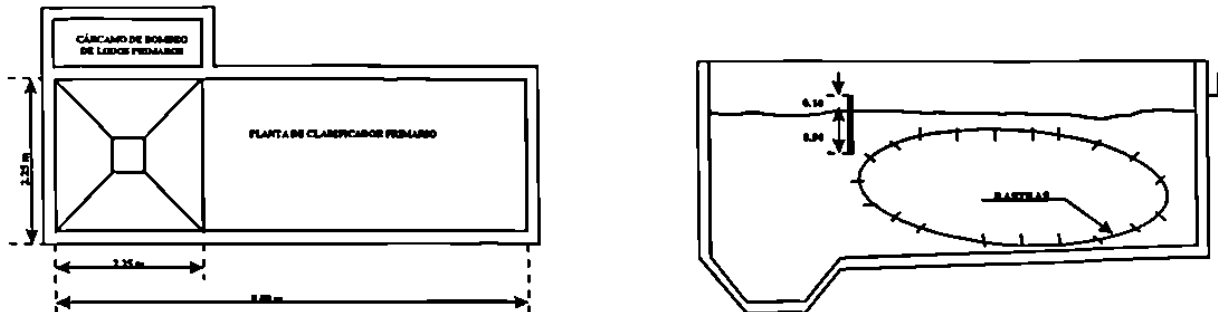


Fig. No. 26.- Planta y Sección del Clarificador Primario

Para anchos mayores de 3.0 m se recomiendan 3 tolvas. En nuestro caso solo hay uno.

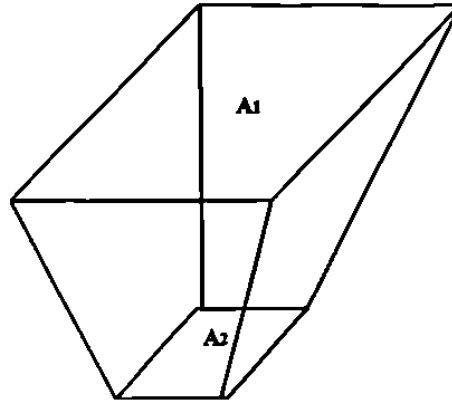


Fig. No. 28.- Área superior e inferior de la tolva.

$$A_1 = 2.25 \text{ m} \times 2.25 \text{ m} = 5.06 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 1.0 \text{ m}^2$$

$$Vol. = \frac{1}{3} h (A_1 + A_2 + \sqrt{A_1 A_2}) = \frac{1}{3} \times 0.95 \text{ m} \times (5.06 \text{ m}^2 + 1.0 \text{ m}^2 + \sqrt{5.06 \text{ m}^2 \times 1.0 \text{ m}^2}) = 2.63 \text{ m}^3$$

Volumen de lodos por hora:

$$Vol. \text{ lodos} / h = \frac{2.29 \text{ m}^3 / d}{24 \text{ h} / d} = 0.095 \text{ m}^3 / h$$

$$La \text{ tolva se llena en} = \frac{2.63 \text{ m}^3}{0.095 \text{ m}^3 / h} = 27.7 \text{ h}$$

Tiempo de bombeo de 10 a 15 minutos:

Si se extrae el lodo de la tolva en 10 minutos ¿Cuál será el gasto de lodo a bombear?

$$Q \text{ lodos} = \frac{2.63 \text{ m}^3}{10 \text{ min.}} = 0.263 \text{ m}^3 / \text{min.}$$

$$0.263 \frac{\text{m}^3}{\text{min.}} \left(\frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \right) \left(\frac{1 \text{ min.}}{60 \text{ s}} \right) = 4.38 \text{ L} / \text{s}$$

Velocidad media de succión \Rightarrow se recomiendan 0.5 - 1.2 m/s

Suponiendo $V_m = 0.6 \text{ m/s}$

$$\text{Área en tubo de succión} = \frac{4.38 \text{ L/s} / 1000 \text{ L/m}^3}{0.60 \text{ m/s}} = 0.007 \text{ m}^2$$

$$\varnothing = \text{succión} \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \times 0.007}{\pi}} = 0.09 \text{ m} = 3 \text{ 1/2"}''$$

Recomendaciones $\Rightarrow \varnothing$ mínimo para succión de lodos = 6"

- Canal clarificador primario

$$Q = 45 \text{ L/s (para recibir efluente de Clarificador Primario futuro)} = 0.045 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V = 0.6 \text{ m/s}$$

$$n = 0.013$$

$$S = 1.0 \% = 0.01 = 10 \text{ miles}$$

$$b = 0.30 \text{ m}$$

$$\frac{Qn}{S^{1/2} b^{8/3}} = \frac{0.045 \times 0.013}{(0.010)^{1/2} (0.30)^{8/3}} = 0.145$$

Del Anexo A.56 se obtiene :

$$\frac{y}{b} = 0.50$$

$$y = 0.50 \times b = 0.50 \times 0.30 = 0.15 \text{ m}$$

$$2.25 + 0.20 + 1.20 = 3.65$$

$$\text{Desnivel} = \frac{3.65 \times 1}{100} = 0.04$$

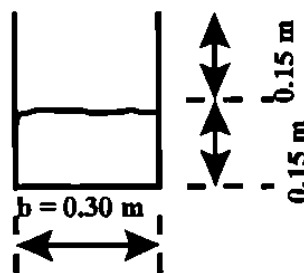


Fig. No. 29.- Sección transversal del canal efluente del Clarificador Primario

7.4.5 Biotorre o Filtro Percolador con medio plástico

Diseño de la Biotorre según la fórmula modificada de Velz

A. Bases de diseño del sistema

1. Q_d (Q de diseño promedio máx) = 22.5 L/s = 1944 m³/d
2. SST en el influente de la Biotorre = 30.5 mg/L
3. DBO en el influente de la Biotorre = 147.50 x (1 - 0.25) = 110.63 mg/L ⇒ efluente de clarificador primario.
4. DBO_s (soluble) en el influente (mg/L) = 110.63 x 0.6 = 66.4 mg/L.

La DBO_s se ha considerado de 60 % DBO_T, debido a diversas caracterizaciones hechas en plantas de tratamiento, donde se utilizan Filtros Percoladores con medio plástico.

5. Tipo de flujo:

El medio CF (Cross flow) tiene una remoción de DBO mayor que en el medio VF (Vertical Flow). El promedio de remoción de la DBO soluble en los siguientes medios es:

$$CF\ 60^\circ = 73\ \%$$

$$CF\ 45^\circ = 69\ \%$$

$$VF = 67\ \%$$

Tipo de flujo escogido CF 45°.

6. Carga total al sistema, (Kg. DBO/día)

$$110 \frac{mg}{L} \times 22.5 \frac{L}{s} \times 86400 \frac{s}{d} \times \frac{1g}{1000\ mg} \times \frac{1\ Kg}{1000\ g} = 215.06\ Kg\ DBO/d$$

7. Carga total al sistema (Kg. DBO_s/día)

$$66.4 \frac{mg}{L} \times 22.5 \frac{L}{s} \times 86400 \frac{s}{d} \times \frac{1g}{1000\ mg} \times \frac{1\ Kg}{1000\ g} = 129.08\ Kg\ DBO_s/d$$

8. DBO requerida en el efluente de la planta (mg/L) = 10 mg/L

$$9. \text{Eficiencia en remoción requerida en la planta (\%)} = \frac{147.5 - 10}{147.5} = 93.2\ \%$$

Nota.- El rendimiento global en la eliminación de la DBO en los procesos TF/SC se determina calculando la eliminación de la DBO soluble que se produce en el filtro percolador y en el tanque de aireación de contacto.

10. DBO soluble eliminada ($DBO_{sinf} - DBO_{sef}$) Kg./día

$$= \frac{22.5 \text{ L/s} \times 86.4 \times (66.4 - 8)}{1000} = 11353 \text{ Kg DBOs / d}$$

11. DBO total eliminada ($DBO_{inf} - DBO_{ef}$), Kg./día

$$= (215.06 \text{ Kg. DBO/d} - 19.44 \text{ Kg. DBO/d}) = 195.62 \text{ Kg. DBO /d}$$

$$10 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times 1000 \frac{\text{L}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ g}}{1000 \text{ mg}} \times \frac{1 \text{ Kg}}{1000 \text{ g}} = 0.01 \text{ Kg / m}^3$$

$$\text{Carga } DBO_{ef} = 0.01 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times 1944 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 19.44 \text{ Kg / d}$$

12. SST en el efluente del sistema (efluente clarificador secundario o clarificador)

$$= 10 \text{ mg/L}$$

B. Criterios de diseño de la Biotorre

2. Eficiencia mínima en remoción DBO_s (%) = 69 %

3. DBO total máxima en el efluente de la biotorre = $66.4 \times (1 - 0.69) = 20.6 \text{ mg/L}$

4. Eficiencia mínima en remoción de DBO (%) 69 % (de acuerdo a la nota anterior expuesta)

5. DBO_s máximo en el efluente de la biotorre = $110.63 \text{ mg/L} \times (1 - 0.69) = 34.3 \text{ mg/L}$

6. DBO suspendida máxima en el efluente, $\text{mg/L} = 110.63 - 66.4 = 44.23 \text{ mg/L}$

7. Temperatura °C = 20

8. $K (\text{L/m}^2 \text{ s})^n = 1.98 \times 10^{-3} \Rightarrow$ Dentro del rango para CF mostrado en el Anexo A.32

9. Factor de carga hidráulica $n = 0.5$

10. Y (Kg. microorganismos/ Kg. substrato) = 0.62 Razón (promedio para CF 45°)

11. Factor de corrección por temperatura $\theta = 1.035$

12. Carga volumétrica máxima aplicable, Kg. DBO/d - m³ de bioempaque: 2 Kg. DBO/m³ -d.

13. Carga hidráulica mínima permisible, Chbt (min):

$$350 \frac{\text{gal}}{\text{d ft}^2} \quad (\text{criterios de diseño, Trickling Filter, Plastic Media, Anexo A.62})$$

$$350 \frac{\text{gal}}{\text{d ft}^2} \times \left(\frac{3.785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} \right) \left(\frac{1 \text{ d}}{86400 \text{ s}} \right) \left(\frac{1 \text{ ft}}{0.3048 \text{ m}} \right)^2 = 0.17 \frac{\text{L}}{\text{m}^2 \text{ s}}$$

14. Carga hidráulica máxima, Chbt (máx.)

$$2050 \frac{\text{gal}}{\text{d ft}^2} \quad (\text{criterios de diseño, Trickling Filter, Plastic Media, Anexo A.62})$$

$$2050 \frac{\text{gal}}{\text{d ft}^2} \times \left(\frac{3.785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} \right) \left(\frac{1 \text{ d}}{86400 \text{ s}} \right) \left(\frac{1 \text{ ft}}{0.3048 \text{ m}} \right)^2 = 0.97 \frac{\text{L}}{\text{m}^2 \text{ s}}$$

15. Concentración de los SST decantados = 65 %

16. Área superficial (A_s) del medio de empaque de la biorreactor = opciones : 98 m²/m³
 140m²/m³ ✓✓

17. Razón de recirculación = 1.0

18. A_s del medio empaque de la biorreactor (m²/m³) = 140 m²/m³

calculando V obtenido con :

$$A_s = \frac{Q^r \times \ln \left(\frac{S_o}{S_e} \right)}{K \times D \times \theta^{T-20}}$$

Donde:

S_o = DBO mg/L, influente

S_e = DBO mg/L, efluente

K = Coeficiente cinético

D = Profundidad en m.

θ = Factor de corrección

T = Temperatura

Q = Carga hidráulica \Rightarrow (entre 0.17 y 0.97 L/m² s)

n = Coeficiente hidráulico.

C. DISEÑO DE LA BIOTORRE

I. Dimensionamiento por carga hidráulica y orgánica

1) Carga orgánica en Kg. DBO/m³ - d = 1.80 Kg. DBO/m³ - d

- Volumen de empaque requerido por carga orgánica, en m³

$$DBO_{inf.} \text{ (inc. recirculación)} = \frac{110.63 + 34.3}{2} = \frac{72.46 \text{ mg/L}}{1000} = 0.0725 \text{ Kg/m}^3$$

$$Q = 22.5 \text{ L/s} \times (1 + Rd) = 22.5 \times (1 + 1) = 45 \text{ L/s} = 3888 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$DBO/\text{día}_{inf} = 0.0725 \text{ Kg./m}^3 \times 3888 \text{ m}^3/\text{d} = 281.88 \text{ Kg./d}$$

$$Vol. = \frac{DBO/\text{día}}{\text{carga org.}} = \frac{281.88 \text{ Kg/d}}{1.80 \text{ Kg/m}^3 - \text{d}} = 156.60 \text{ m}^3$$

2) Área requerida de la biotorre para carga superficial.

- Carga hidráulica aplicada mínima = 0.17 L/s-m²

$$\text{Carga hidráulica aplicada máxima} = 0.97 \text{ L/s-m}^2$$

- Área para carga hidráulica mínima (Área seccional) =

$$A = \frac{Q}{CH_{min}} \Rightarrow Q = 22.5 \text{ L/s} \times (1 + Rd) = 22.5 \times (1 + 1) = 45 \text{ L/s}$$

$$A = \frac{45 \text{ L/s}}{0.17 \text{ L/m}^2 - \text{s}} = 264.7 \text{ m}^2$$

- Área para carga hidráulica máxima (Área seccional) =

$$A = \frac{Q}{CH_{max}}$$

$$A = \frac{45 \text{ L/s}}{0.97 \text{ L/m}^2 - \text{s}} = 46.4 \text{ m}^2$$

3) Profundidades necesarias de la bitorre en m.

- Para CH_{\min} .

$$Pr of. = \frac{Vol. de medio de empaque}{A} = \frac{156.60 m^3}{264.7 m^2} = 0.59 m$$

- Para CH_{\max} .

$$Pr of. = \frac{156.60 m^3}{46.4 m^2} = 3.37 m$$

- Profundidad de empaque de Biotorre por carga orgánica = 3.35 m (11 ft)

(Profundidades adecuadas de Biotorre = 8' < H < 12')

Razón de Recirculación = 1.00

D. DISEÑO, REVISIÓN Y DIMENSIONAMIENTO DE LA BIOTORRE

1. Bases de diseño

a) $Q_d = (Q \text{ prom. máx}) = 22.5 \text{ L/s}$

b) $DBO_{\text{inf máx.}} = 110.63 \text{ mg/L}$

c) $DBO_{\text{Si máx}} = 66.4 \text{ mg/L}$

d) $DBO_{\text{Se máx}} = 20.6 \text{ mg/L}$

e) Temperatura = 20 °C

2. Criterios de Diseño

a) $K (\text{L/m}^2 \cdot \text{s}) = 1.98 \times 10^{-3}$

b) $Y (\text{Kg. microorganismos/ Kg. substrato}) = 0.62$

c) $\theta = 1.035$

d) Altura del bioempaque de la Biotorre = 3.35 m (11 ft)

e) Factor de carga hidráulica $n = 0.5$

f) Recirculación, $R_d = 1.0$

g) $A_s (\text{m}^2/\text{m}^3) = 140 \text{ m}^2/\text{m}^3$

$$A_s = \frac{Q^n \times \ln\left(\frac{S_o}{S_e}\right)}{K \times D \times \theta^{T-20}} \rightarrow Q = \left[\frac{A_s \times K \times D \times \theta^{T-20}}{\ln\left(\frac{S_o}{S_e}\right)} \right]^{1/n}$$

$$Q = \left[\frac{1.98 \times 10^{-3} \times 3.35 \text{ m} \times 140 \text{ m}^2 / \text{m}^3 \times 1.035^{(20-20)}}{\ln\left(\frac{66.4}{20.6}\right)} \right]^{1/0.5}$$

$$Q = 0.63 \text{ L/m}^2 \cdot \text{s}$$

3. Cálculos de carga hidráulica, volumen del bioempaque y área requerida para la eficiencia de diseño.

a) DBO_{Si} a la bitorre incluyendo la recirculación = $\frac{66.4 + 20.6}{2} = 43.5 \text{ mg / L}$

b) Flujo influente a la bitorre incluyendo la recirculación

$$= 22.5 \times (1 + Rd) = 22.5 (1+1) = 45.0 \text{ L/s}$$

c) Carga hidráulica aplicable a la bitorre, $\text{Chbt} (\text{L/m}^2\text{-s}) = 0.63 \text{ L/m}^2 \cdot \text{s}$

d) Carga hidráulica aplicable a la bitorre, $\text{Chbt} (\text{m/h}) =$

$$0.63 \frac{\text{L}}{\text{m}^2 \text{s}} \times \left(\frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \right) \left(\frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \right) = 2.27 \text{ m / h}$$

e) Área requerida seccional de la bitorre:

$$A = \frac{\text{Flujo influente}}{\text{carga hidraulica}} = \frac{45 \text{ L / s}}{0.63 \text{ L / m}^2 \text{ s}} = 71.4 \text{ m}^2$$

f) Volumen del bioempaque (m^3) = Vol. $A_{\text{requerida}} \times \text{altura} = 3.35 \text{ m} \times 71.4 \text{ m}^2 = 239.2 \text{ m}^3$

4. Revisión del volumen y de la sección del bioempaque por eficiencia contra cargas y dimensionamiento final:

a) Volumen que rige el diseño

a.1. Vol. requerido por carga de DBO ($\text{Kg. DBO}/\text{m}^3\text{d}$) = 156.60 m^3

a.2. Vol. requerido para lograr la eficiencia del diseño (m^3) = 239.2 m^3

a.3. Vol. que rige el diseño = 239.2 m^3

b) La carga hidráulica y el área seccional que rigen el diseño

b.1 Área y carga hidráulica para el volumen que rige el diseño con la altura de diseño del bioempaque:

b.1.1 Área requerida para el volumen que rige y la altura de diseño del bioempaque (m^2) :

$$= \frac{239.20 \text{ m}^3}{3.35 \text{ m}} = 71.4 \text{ m}^2$$

b.1.2 Carga hidráulica aplicada a la bitorre con altura y recirculación de diseño ($\text{L}/\text{s}\text{-m}^2$) : 0.63 , $R_d = 1.0$

b.2 Carga hidráulica mínima y máxima

b.2.1 carga hidráulica mínima recomendada ($\text{L}/\text{m}^2\text{-s}$) = 0.17

b.2.2 carga hidráulica máxima recomendada ($\text{L}/\text{m}^2\text{-s}$) = 0.97

b.3 Carga hidráulica que rige el diseño

b.3.1 La carga hidráulica, punto b.1.2, excede el límite máximo : FALSO

La carga hidráulica, punto b.1.2, es menor al límite mínimo : FALSO

La carga hidráulica, punto b.1.2, se encuentra entre los límites recomendados : VERDADERO

b.4 Área seccional que rige el diseño:

a) Altura del medio de empaque $H_{bt} \text{ (m)} = 3.35 \text{ m}$

b) Área seccional del bioempaque $\text{(m}^2\text{)} = 71.4 \text{ m}^2$

c) Relación $L/A = 1.0$

Largo $\text{(m)} = \sqrt{71.4} = 8.45 \Rightarrow 8.55 \text{ m}$ (para acomodar mejor los módulos del bioempaque $2' \times 2' = 4'$)

Ancho $\text{(m)} = 8.55 \text{ m}$

d) Si la bitorre es circular : $\phi = \sqrt{\frac{71.4 \times 4}{\pi}} = 9.5 \text{ m}$

e) Sección elegida : cuadrada

f) Área del empaque en $\text{m}^2 = 8.55 \text{ m} \times 8.55 \text{ m} = 73.00 \text{ m}^2$

g) Volumen del bioempaque : $73.00 \text{ m}^2 \times 3.35 \text{ m} = 244.55 \text{ m}^3$

5. Revisión con el dimensionamiento propuesto

a) $Ch_{rbt} \text{ (L/m}^2\text{-s)}$

$$\frac{22.5 \text{ L/s} \times (1 + R_d)}{A_{\text{seccional bioempaque}}} = \frac{22.5 \text{ L/s} \times (1 + 1)}{73.00 \text{ m}^2} = 0.62 \text{ L/m}^2 - \text{s}$$

b) $DBO_{Se} \text{ la bitorre/ } DBO_{Si} \text{ a la bitorre} = 0.31$

$$= e^{\left[\frac{-K \times A_r \times H_{bt} \times \theta^{(T-20)}}{(Ch_{rbt})^n} \right]}$$

$$= e^{\left[\frac{-1.98 \times 10^{-3} \times 140 \text{ m}^2/\text{m}^3 \times 3.35 \text{ m} \times 1.035^{(20-20)}}{(0.62)^{0.5}} \right]} = 0.31$$

Por lo tanto :

$$DBO_{Se} = DBO_{Si} \times 0.31 = 66.4 \times 0.31$$

$$DBO_{Se} = 20.6 \text{ mg/L} \checkmark \checkmark$$

$$\text{Eficiencia} = (1 - 0.31) \times 100 = 69 \% \checkmark$$

$$\text{Eficiencia remoción } DBO_T = 69 \%$$

$$DBO_T \text{ en el efluente} = 110.63 \times (1 - 0.69) = 34.3 \text{ mg/L}$$

c) Kg. de DBO eliminada por día =

$$= (110.63 - 34.3) \times 22.5 \times 0.0864 = 148.4 \text{ Kg. DBO/d}$$

d) Kg. de DBO_s eliminada por día

$$= (66.4 - 20.6) \times 22.5 \times 0.0864 = 89.0 \text{ Kg. DBO}_s/\text{d}$$

e) Kg. de DBO influente al tanque de aireación y contacto de sólidos (TACS) :

$$= 34.3 \text{ mg/L} \times 22.5 \text{ L/s} \times 0.0864$$

$$= 66.68 \text{ Kg. DBO/d}$$

f) Relación DBO_s/DBO influente al TACS :

$$= \frac{66.68}{89.0} = 0.75 \quad \text{Aumento no importa según estudios. Anexo A.63}$$

g) Carga DBO (kg./m³/d) :

$$= \frac{DBO \times Q \times 0.0864}{\text{vol. bioempaque}}$$

$$= \frac{110.63 \text{ mg/L} \times 22.5 \text{ L/s} \times 0.0864}{242.0 \text{ m}^3} = 0.89 \text{ Kg/m}^3 - \text{d} < 2.0 \text{ Kg./m}^3 - \text{d}$$

h) Carga DBO_s (Kg./m³/d)

$$= \frac{66.4 \text{ mg/L} \times 22.5 \text{ L/s} \times 0.0864}{242.0 \text{ m}^3} = 0.53 \text{ Kg/m}^3 - \text{d}$$

i) Carga de DBO (Kg./1000 m² área de empaque - día) =

$$\frac{\text{Carga DBO}}{\text{Vol. bioemp.} \times A_s} \times 1000 = \frac{215.06 \text{ Kg/d}}{242 \text{ m}^3 \times 140 \text{ m}^2 / \text{m}^3} \times 1000 = 6.35 \text{ Kg/1000 m}^2 \text{ de emp.-día}$$

j) Carga de DBO_s (Kg./1000 m² área de empaque - día) =

$$\frac{\text{Carga DBO}_s}{\text{Vol. bioemp.} \times A_s} \times 1000 = \frac{129.08 \text{ Kg/d}}{242 \text{ m}^3 \times 140 \text{ m}^2 / \text{m}^3} \times 1000 = 3.81 \text{ Kg/1000 m}^2 \text{ de emp.-día}$$

6. Sólidos Suspendidos Volátiles producidos en la bitorre:

$$= \left(\frac{Y \times (DBO_{Te} - DBO_{Se}) \times Q \times 0.0864 \times 1000}{Vol. \text{ bioempaque} \times A_s} - K_d \right) \times \left(\frac{Vol \text{ bioemp.} \times A_s}{1000} \right)$$

$$= \left(\frac{0.62 \times (110.63 - 20.6) \times 22.5 \times 0.0864 \times 1000}{242 \times 140} - 0.64 \right) \times \left(\frac{242 \times 140}{1000} \right)$$

$$= 86.8 \text{ Kg./día}$$

a) Concentración en el efluente SSV (mg/L)

= Despreciable

b) Flujo de SSV decantados al digestor (m³/d)

= Despreciable

c) SST en el efluente de bitorre = 91 % del influente de Bitorre

$$SST_e = 0.91 \times 30.5 \text{ mg/L} = 27.75 \text{ mg/L}$$

Diversas investigaciones muestran una relación directa entre los SST aplicados y los SST producidos en los Filtros Percoladores con medio plástico. Los datos de estos estudios respaldan lo anterior, experimentando con cantidades de 1 a 10 Kg. por día. El promedio de producción de SST es del 91 % de los SST aplicados. Ver Anexo A.64

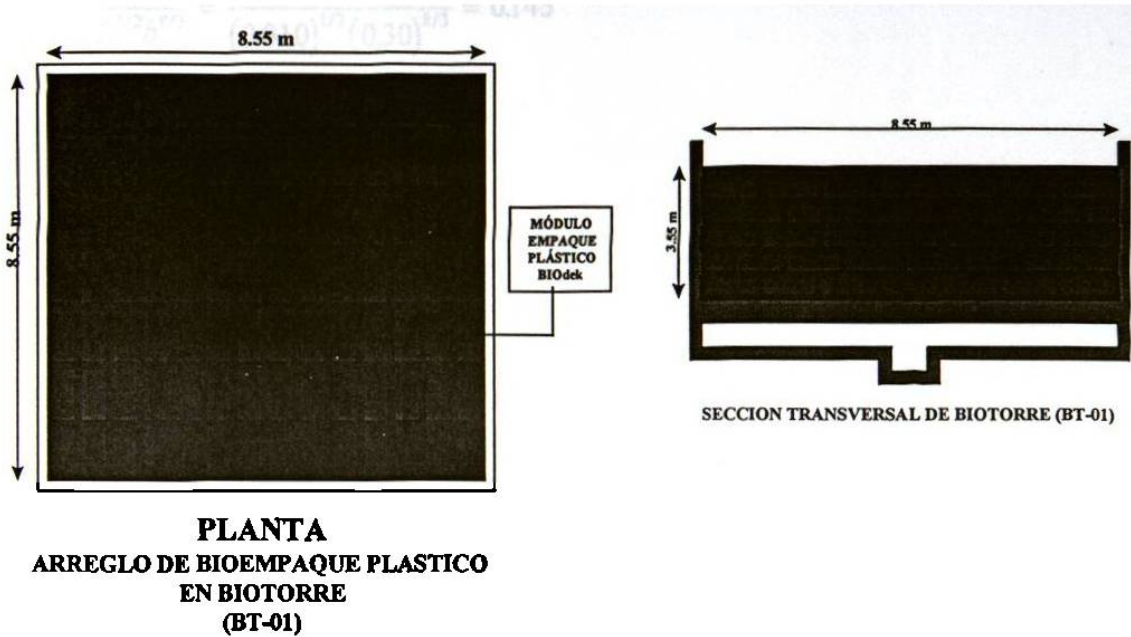


Fig. No. 30.-Planta del arreglo de bioempaque plástico en la Biotorre y Sección transversal de la Biotorre.

7. Canal de desalojo del efluente de la Biotorre :

$$V = 0.6 \text{ m/s}$$

$$Q = 45 \text{ L/s} = 0.045 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A = \frac{0.045 \text{ m}^3/\text{s}}{0.6 \text{ m/s}} = 0.075 \text{ m}^2$$

$$n = 0.013 \text{ (concreto terminado con cuchara)}$$

$$S = 1 \% = 0.01 = 10 \text{ milésimas}$$

$$b = 0.30 \text{ m}$$

$$\frac{Qn}{S^{1/2}b^{8/3}} = \frac{0.045 \times 0.013}{(0.010)^{1/2}(0.30)^{8/3}} = 0.145$$

Del Anexo A.56 se obtiene:

$$y/b = 0.50$$

$$y = 0.50 \times b = 0.50 \times 0.30$$

$$y = 0.15$$

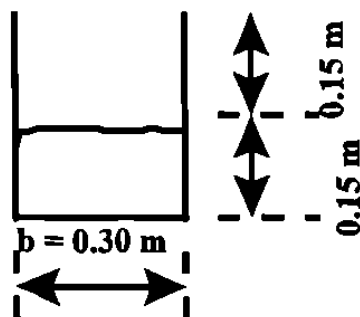


Fig. No. 31.- Sección transversal del canal efluente de la Biotorre.

7.4.6 Tanque de Aireación y Contacto de Sólidos (TACS)

A. Memoria de cálculo para las condiciones definidas de diseño

1. Bases de diseño:

- a) $Q_d = 22.5 \text{ L/s} = 1.35 \text{ m}^3/\text{min}$.
- b) $\text{DBO}_{\text{inf}} = 34.3 \text{ mg/L}$
- c) $\text{DBO}_{\text{Si max}} = 20.6 \text{ mg/L}$
- d) $\text{DBO}_{\text{Se max}} = 10 \text{ mg/L}$
- e) Temperatura = 20 °C

2. Criterios de Diseño

- a) $K_{20} (\text{L/mg-min}) = 2 \times 10^{-5}$
- b) $\theta = 1.035$
- c) $Y = 0.62$
- d) $K_d = 0.06$
- e) $\text{SSVLM} = 2000 \text{ mg/L}$ (1000 - 3000)
- f) $\theta_c = (0.5 - 2d)$
- g) Concentración de lodos de retorno: (SSLM) = 7500 mg/L (0.75 %)
- h) Concentración de lodos de retorno: (SSVLM) = 7500 x 0.8 = 6000 mg/L

3. Tiempo de retención necesario para lograr la eficiencia con $\text{DBO}_{\text{Se max}}$

a) Eficiencia requerida

$$\left(\frac{1 - 10}{20.6} \right) \times 100 = 50 \%$$

b) Tiempo requerido en minutos

$$\begin{aligned} &= \frac{\ln\left(\frac{10}{20.6}\right)}{\left(-2 \times 10^{-5} \times \left(1.035^{(20-20)}\right) \times 2000\right)} \\ &= 18 \text{ minutos} \end{aligned}$$

c) Eficiencia en tiempos determinados

Tabla No. 6.- Eficiencia según el tiempo pasado en el Tanque de Aireación y Contacto de Sólidos (TACS).

Tiempo (minutos)	0	10	20	30	40	50	60
Eficiencia (%)	0	33	55	70	80	86	91

Para $t = 10$ min.

$$Ef = \left[1 - \frac{DBO_{s_e} \times EXP(-K_{20} \times \theta^{(t-20)} \times SSVLM \times t)}{DBO_{s_e}} \right] \times 100$$

$$Ef = \left[1 - \frac{10 \times EXP(-2 \times 10^{-5} \times 1.035^{(20-20)} \times 2000 \times 10 \text{ min.})}{10} \right] \times 100 = 33 \%$$

Para considerar otros tiempos, se deberá cambiar sólo el dato del tiempo requerido.

d) Operación del TACS en conjunto con la bitorre

Tabla No. 7.- Operación del Tanque de Aireación y Contacto de Sólidos en
conjunto con la Biotorre.

Tiempo en minutos	10	20	30	40	50	60
Eficiencia TACS, en %	33	55	70	80	86	91
DBO _{se} bt, mg/L	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6
DBO _{se} sistema, mg/L	13.8	9.3	6.2	4.12	2.9	1.85

DBO_{se} sistema (mg/L) :

Para una Eficiencia = 33 % $\Rightarrow 20.6 \times (1 - 33 \%) = 13.8 \text{ mg/L}$

t = 10 min.

Para una Eficiencia = 55 % $\Rightarrow 20.6 \times (1 - 55 \%) = 9.3 \text{ mg/L}$

t = 20 min.

- Para asegurar una DBO = 10 mg/L, se tendría que elegir una Ef = 70 % tanto para DBO, como para DBO_s

$$\text{DBO} = 34.3 \times (1 - 0.7) = 10 \text{ mg/L}$$

$$\text{DBO} = 20.6 \times (1 - 0.7) = 6.2 \text{ mg/L}$$

* Se supondrá una DBO_i = 34.3 mg/L y DBO_{ef} = 10 mg/L para los cálculos del tanque de aireación ya que se observa que para estos datos se da la misma eficiencia en las DBO solubles.

Por lo tanto, el tiempo de aireación y contacto de sólidos = 30 minutos.

4. Volumen y dimensiones del tanque:

$$Vol. = \frac{t(\text{min.}) \times Q (L/s) \times 60}{1000} = \frac{30 \text{ min.} \times 225 L/s \times 60 s/min}{1000 L/m^3} = 41.1 m^3$$

- Profundidad hidráulica = 3.0 m
- Relación L/A = 1.0
- $Largo = \sqrt{\frac{40.5}{2}} = 3.70 m$
- Ancho = 3.70 m
- B.L = 0.50 m
- Tanque = 3.70 m x 3.70 m x 3.00

- Cálculo de θ_c :

Datos :

$$Y = 0.8$$

$$K_d = 0.04$$

$$V = 40.5 m^3$$

$$Q = 1944 m^3/d$$

$$V = \frac{\theta_c \times Q \times Y \times (S_o - S)}{SSVLM \times (1 + K_d \theta_c)}$$

$$41.1 = \frac{\theta_c \times 1944 \times 0.8 \times (34.3 - 10)}{2000 \times (1 + 0.04 \theta_c)}$$

$$82200 + 3288 \theta_c = 37791.4 \theta_c$$

$$34503.4 \theta_c = 81000$$

$$\theta_c = \frac{82200}{34503.4} = 2.3 d \approx 2 d \text{ (Falta } \theta_c \text{ con recirculación de lodos) Ver Anexo A.65}$$

5. Generación y manejo de lodos biológicos

a) Q_r del cárcamo de lodos de clarifloculador al TACS (L/s)

$$X(Q + Q_r) = X_r \times 0.8 Q_r$$

$$XQ + XQ_r = X_r Q_r$$

$$XQ = (X_r - X) Q_r$$

$$Q_r = \frac{XQ}{X_r - X}$$

$$X = \text{SSVLM}$$

$$Q = Q_d$$

$$X_r = \text{conc. de lodos de retorno.}$$

$$X = \text{SSVLM}$$

$$Q_r = \frac{\text{SSVLM} \times Q_d}{(\text{Conc. de lodos de retorno } \text{mg/L} - \text{SSVLM})}$$

$$Q_r = \frac{2000 \text{ mg/L} \times 22.5 \text{ L/s}}{(6000 \text{ mg/L} - 2000 \text{ mg/L})} = 11.25 \text{ L/s}$$

b) Relación de recirculación de lodos

$$= \frac{Q_r \text{ del cárcamo de lodos del Clarif. al TACS (L/s)}}{Q_d \text{ (L/s)}} = \frac{11.25}{22.50} = 0.5$$

c) Cálculo de θ_c incluyendo la recirculación:

$$33.75 \text{ L/s} = 2916 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$41.1 = \frac{\theta_c \times 2916 \text{ m}^3/\text{d} \times 0.8 \times (34.3 - 10)}{2000 \times (1 + 0.04\theta_c)}$$

$$41.1 = \frac{56687 \theta_c}{2000 + 80\theta_c}$$

$$82200 + 3288 \theta_c = 56687 \theta_c$$

$$\theta_c = \frac{53399}{82200} = 0.65 \text{ d} \quad (0.5 - 2.0 \text{ d}) \checkmark$$

d) Producción observada:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + K_d(\theta_c)}$$

$$Y_{obs} = \frac{0.8}{1 + 0.04(0.65)} = 0.78$$

P_x = Producción diaria neta de lodo activado, medida en términos de SS volátiles, Kg/d

$$P_x = Y_{obs} \times Q(S_o - S) \times (10^{-3} \text{ g/Kg})^{-1}$$

$$= 0.78 \times 1944 \text{ m}^3 / \text{d} \times (34.3 - 10) \text{ mg/L} \times (1000)^{-1}$$

$$P_x = 36.85 \text{ Kg/d SSV}$$

$$P_x(SST) = \frac{36.85}{0.8} = 46.1 \text{ Kg / d SST}$$

e) Fango por purgar de la línea de retorno :

$$\theta_c = \frac{V_r X}{Q'_w X_r + Q_e X_e}$$

$$0.65 = \frac{41.1 \text{ m}^3 \times 2000 \text{ mg / L}}{Q'_w \times 6000 + (1944 \text{ m}^3 / \text{d})(10)(0.8)}$$

$$0.65 = \frac{82200}{6000Q'_w + 15552}$$

$$3900 Q'_w + 10108.8 = 82200$$

$$Q'_w = \frac{72091.2}{3900} = 18.5 \text{ m}^3 / \text{d}$$

6. Requerimientos de Oxígeno para oxidar la materia orgánica biodegradable:

a) Requerimiento de oxígeno para bioxidación:

$$DBO_{inf} = 34.3 \text{ mg/L}$$

$$DBO \text{ requerida en el efluente} = 10 \text{ mg/L}$$

$$Q_d = 22.5 \text{ L/s} = 1944 \text{ m}^3/\text{d}$$

• $f = \text{Rel. } DBO/DBO_u = 0.47$ ($f = \text{Factor de conversión en } DBO_u$, 0.45 a 0.68)

$P_x = \text{Producción diaria neta de lodo activado, medida en términos de SS volátiles, Kg/d}$

$$Kg \text{ O}_2 / d = \frac{Q(S_o - S) \times (10^3 \text{ g / Kg})}{f} - 1.42 P_x$$

$$Kg \text{ O}_2 / d = \frac{1944 \text{ m}^3 / d (34.3 - 10) \times (10^3 \text{ g / Kg})^{-1}}{0.47} - 1.42 \times 36.85$$

$$Kg \text{ O}_2 / d = 100.51 - 52.33 = 48.2 \text{ Kg/d}$$

b) Requerimiento de oxígeno para Nitrificación:

$$Kg \text{ O}_2 / d = 4.57 (Q_d) (N_o - N)$$

$$N_o = \text{NTK del influente} = 9.21 \text{ mg/L}$$

$$N = \text{NTK del efluente} = 0 \text{ mg/L}$$

$$Kg \text{ O}_2 / d = 4.57 \times (1944 \text{ m}^3 / d) \frac{(9.21 - 0) \text{ mg / L}}{1000} = 81.8 \text{ Kg O}_2 / d$$

c) Oxígeno a suministrar en Kg/d (AOR) :

$$\text{Oxígeno a suministrar en Kg/d} = \text{Kg O}_2/\text{d para bioxidación} + \text{Kg O}_2/\text{d para nitrificación} = 48.2 + 81.8 = 130.0 \text{ Kg O}_2/\text{d}$$

d) Kg de O₂/d suministrada / Kg DBO/d eliminada por bioxidación:

$$\text{DBO eliminada} = (34.3 - 10) \times 22.5 \times 0.0864 = 47.24 \text{ Kg DBO}_5/\text{d}$$

$$\frac{\text{Kg O}_2 / \text{d}}{\text{Kg DBO} / \text{d}} = \frac{48.2}{47.24} = 1.02$$

$$\text{Relación } \frac{\text{Kg O}_2 / \text{d}}{\text{Kg DBO eliminada} / \text{d}} \text{ mínima para bioxidación} = 1.00 \frac{\text{Kg O}_2 / \text{d}}{\text{Kg DBO} / \text{d}}$$

$$\text{Relación } \frac{\text{Kg O}_2 / \text{d}}{\text{Kg DBO eliminada} / \text{d}} \text{ máxima para bioxidación} = 1.20 \frac{\text{Kg O}_2 / \text{d}}{\text{Kg DBO} / \text{d}}$$

Por lo tanto, la relación calculada está dentro del intervalo para llevar a cabo eficientemente la bioxidación.

e) Concentración residual de oxígeno disuelto:

Se considera para carga media una concentración residual de Oxígeno Disuelto de :
2.00 mg/L

7. Suministro de Oxígeno por medio de difusores y soplador.

a) Volumen teórico requerido de aire por demanda de oxígeno en m³/d

$$\text{Vol. teorico requerido de aire} = \frac{\text{Req. de oxigeno en Kg O}_2 / \text{d (AOR)}}{\gamma \times \% \text{ de O}_2 \text{ en el aire}}$$

$$\text{Vol. teorico requerido de aire} = \frac{130.0 \text{ Kg O}_2 / \text{d}}{1.2 \text{ Kg} / \text{m}^3 \times \frac{23.2}{100}} = 467 \text{ m}^3 / \text{d}$$

$$= 467.0 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$= 11.44 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

$$= 0.324 \text{ m}^3/\text{min}$$

b) Tipo de difusor :

Difusor de burbuja fina Marca: DIFFUSED GAS TECHNOLOGIES, INC

c) Eficiencia de transferencia de oxígeno del difusor (SOTE):

= 25 %

d) Sumergencia de difusores (Profundidad hidráulica del tanque):

= 3.00 m (10 ft)

e) Factor de seguridad/soplador :

F.S. = 1.17

f) Cálculo de relación AOR/SOR

$$AOR / SOR = \frac{\alpha \left[(\beta \times C_{walt}) - Cl \right] \times \theta^{T-20}}{C_s} < 1$$

Donde :

$\alpha = 0.4 - 0.9$ Factor de corrección transferencia de oxígeno = 0.60

$\beta =$ Corrección de factor de tensión superficial por salinidad de 0.9 - 1.0 = 0.9

$C_{walt} =$ Concentración de saturación de oxígeno a una temperatura y altitud dada, mg/L

$$C_{walt} = H \times Y_d \times \left[P_a + \frac{(Y \times Z_d)}{2 \times 144} \right]$$

H = Constante de Henry = 3.02 a 20°C

$$C_{walt} = H \times Y_d \times \left[P_a + \frac{(Y \times Z_d)}{2 \times 144} \right]$$

$Y_d =$ Peso molecular del Oxígeno en la atmósfera = 0.209

$P_a =$ Presión atmosférica (psi) = 14.23 psi a 20°C

$Y =$ Densidad del agua = 62.4 Lb/ft³

$Z_d =$ Sumergencia de un difusor o equipo = 10 ft

$$C_{\text{sat}} = 3.02 \times 0.209 \times \left[14.23 + \frac{(62.4 \times 10)}{2 \times 144} \right] = 10.35 \text{ mg/L}$$

C_s = Concentración de Oxígeno Disuelto a 20°C en condiciones estándar (20°C y 1 atm)
= 9.09 mg/L

C_l = Concentración de Oxígeno de operación en mg/L = 2.0 mg/L

θ = Factor 1.024

T = Temperatura de operación en °C = 20°C

$$AOR/SOR = \frac{0.60[(0.9 \times 10.35) - 2.00] \times 1.024^{20-20}}{9.09}$$

$$AOR/SOR = 0.482 < 1.00 \quad \checkmark \checkmark$$

g) Eficiencia de transferencia de oxígeno (OTE) :

$$OTE = (AOR/SOR) \times SOTE$$

$$OTE = 0.482 \times 0.25 = 0.12 = 12 \%$$

h) Volumen real de aire =

$$\text{Vol. real de aire} = \frac{\text{Flujo aire}}{OTE} = \frac{467.0 \text{ m}^3 / d}{0.12} = 3891.7 \text{ m}^3 / d = 2.70 \text{ m}^3 / \text{min.}$$

i) Requerimiento de suministro de aire por demanda de oxígeno en m³/min./m³ reactor:

$$\text{Req. de suministro} = \frac{\text{Vol. real aire}}{\text{vol. reactor}} = \frac{2.70 \text{ m}^3 / \text{min.}}{41.1 \text{ m}^3} = 0.066 \text{ m}^3 / \text{min. de aire} / \text{m}^3 \text{ reactor}$$

j) Requerimiento de aire por demanda de oxígeno (Biooxidación + nitrificación)

$$= 3891.7 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$= 2.70 \text{ m}^3/\text{min.}$$

$$= 95.35 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

k) Requerimiento de aire de mezclado en $\text{m}^3 \text{ aire}/\text{m}^3 \text{ reactor}$:

$$= 0.025 \text{ m}^3/\text{min.}/\text{m}^3 \text{ reactor}$$

$$\text{Vol reactor} = 41.1 \text{ m}^3$$

$$= 0.025 \text{ m}^3/\text{min.}/\text{m}^3 \text{ reactor} \times 41.1 \text{ m}^3 \text{ reactor} = 1.03 \text{ m}^3/\text{min.}$$

$$= 1.03 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$= 36.37 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

l) Se requiere proporcionar ayuda de mezclado adicional : FALSO

m) Flujo de aire que rige el diseño:

$$\text{Requerimiento de aire por demanda de oxígeno} = 3891.7 \text{ m}^3/\text{d} = 95.35 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

n) Capacidad de suministro de aire por soplador:

$$\text{Capacidad} = \text{F.S.} \times \text{Flujo de aire que rige el diseño}$$

$$= 1.17 \times 3891.7 \text{ m}^3/\text{d} = 4553.30 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$= 3.16 \text{ m}^3/\text{min.}$$

$$= 111.59 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

o) Características del difusor :

Marca : DIFFUSED GAS TECHNOLOGIES INC.

Modelo: FBP- 775

Diámetro : $7 \frac{1}{2}'' \approx 20 \text{ cm.}$

Altura = $3 \frac{9}{16}'' = 9 \text{ cm.}$

Flujo = $2.0 \text{ ft}^3/\text{min.}/\text{difusor}$

Ver Anexo A.66

p) Número de difusores

$$\text{No. difusores} = \frac{\text{Capacidad del soplador en ft}^3 / \text{min}}{\text{Flujo de aire por difusor ft}^3 / \text{min}} = \frac{111.59 \text{ ft}^3 / \text{min}}{2 \text{ ft}^3 / \text{min}}$$

No. difusores = 55.8 \Rightarrow 56 difusores

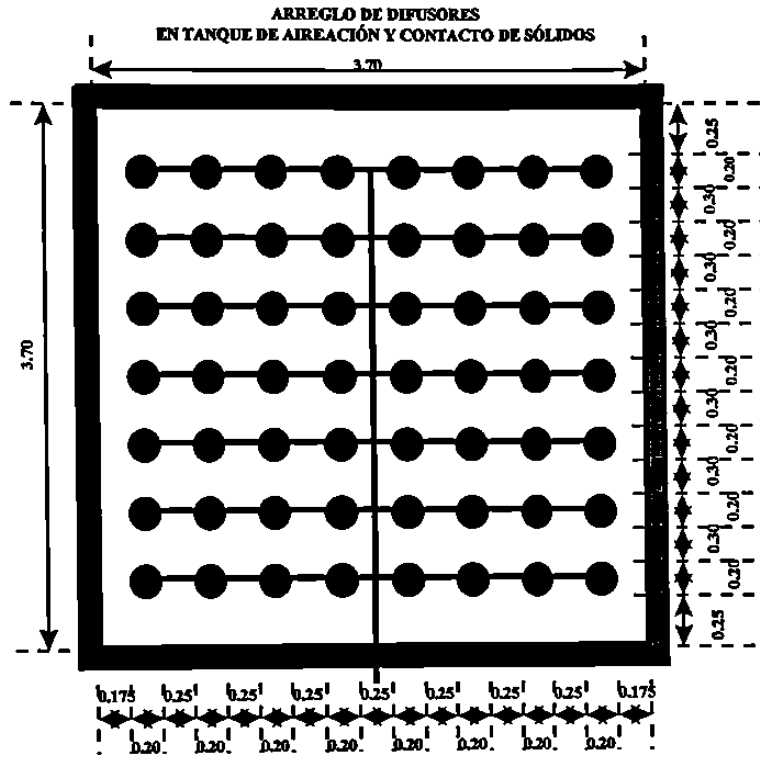


Fig. No. 32.- Arreglo de los difusores en el Tanque de Aireación y Contacto de Sólidos.

q) Características de soplador :

Presión : Altura fondo difusor + pérdida de carga del difusor + pérdida de tubería

Altura fondo difusor : 3.0 m

Pérdida de carga del difusor : 5" = 0.127 m

Pérdida de tubería : 1.873 m

Presión : 3.0 m + 0.127 m + 1.873 m = 5.0 m = 0.5 Kg/cm²

= 7.11 Lb/pulg² = 8 psi

Selección del soplador:

Marca : DUROFLOW

Modelo: 3004 (30 SERIES)

CFM : 125

PSIG : 8 PSIG

RPM: 4000

BHP : 6.8 \approx 7 HP

Anexo A. 67 y A.68 para tipo de soplador y dimensiones del mismo.

8. Nutrientes

8.1 Nitrógeno:

a) Producción de células en Kg/día = 51.4 Kg/d

b) Requerimientos de Kg de nitrógeno/Kg de células = 0.13

c) Requerimientos de nitrógeno en Kg/d = 51.4 x 0.13 = 6.68 Kg/d

d) Requerimientos de nitrógeno (mg/L) =

$$= \frac{6.68 \text{ Kg} / d}{1944 \text{ m}^3 / d} = 0.0034 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$0.0034 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \left(\frac{1 \times 10^6 \text{ mg}}{1 \text{ Kg}} \right) \left(\frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \right) = 3.4 \text{ mg} / \text{L}$$

e) Nitrógeno presente en las aguas residuales = 9.21 mg/L

f) Nitrógeno aportado por las aguas residuales, Kg/d

$$= Q_d \times \text{Nitrógeno presente}$$

$$= 22.5 \text{ L/s} \times 9.21 \text{ mg/L} = 207.2 \text{ mg/s}$$

$$= 207.2 \frac{\text{mg}}{\text{s}} \left(\frac{1 \text{ Kg}}{1 \times 10^6 \text{ mg}} \right) \left(\frac{86400 \text{ s}}{1 \text{ d}} \right) = 17.9 \text{ Kg} / d$$

g) Nitrógeno adicional requerido

$$= 6.68 \text{ Kg/d} - 17.9 \text{ Kg/d} = -11.22 \text{ Kg/d} \text{ (No se requiere adicionar, está sobrada)}$$

8.2 Fósforo:

a) Producción de células en Kg/día = 51.4 Kg/d

b) Requerimientos de Kg de fósforo/Kg de células = 0.026

c) Requerimientos de fósforo en Kg/d = 51.4 x 0.026 = 1.34 Kg/d

d) Requerimientos de fósforo (mg/L) =

$$= \frac{1.34 \text{ Kg} / d}{1944 \text{ m}^3 / d} = 0.0007 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$0.0007 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \left(\frac{1 \times 10^6 \text{ mg}}{1 \text{ Kg}} \right) \left(\frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \right) = 0.7 \text{ mg} / \text{L}$$

e) Fósforo presente en las aguas residuales, mg/L = 11 mg/L

f) Fósforo aportado por las aguas residuales, Kg/d

$$= Q_d \times \text{Fósforo presente}$$

$$= 22.5 \text{ L/s} \times 11 \text{ mg/L} = 247.5 \text{ mg/s}$$

$$= 247.5 \frac{\text{mg}}{\text{s}} \left(\frac{1 \text{ Kg}}{1 \times 10^6 \text{ mg}} \right) \left(\frac{86400 \text{ s}}{1 \text{ d}} \right) = 21.38 \text{ Kg} / d$$

g) Fósforo adicional requerido

$$= 1.34 \text{ Kg/d} - 21.38 = -20.04 \text{ (No se requiere adicionar, ya que está sobrado)}$$

7.4.7 Clarifloculador

Para asegurar una concentración de SST de 10 mg/L en el efluente del clarifloculador se diseñará éste con una tasa de flujo de 2.0 m/h. **Anexo A.10**

Tasa de flujo = 2.0 m³/m²-h (1200 gal/d/ft²) ⇒ Sacado por estudios en plantas piloto con el sistema TF/SC.

- Área del clarifloculador:

$$Q = 22.5 \text{ L/s} \times 86.4 = 1944 \text{ m}^3/d = 81 \text{ m}^3/h$$

$$A = \frac{81 \text{ m}^3 / h}{2 \text{ m}^3 / \text{m}^2 h} = 40.5 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{40.5 \times 4}{\pi}} = 7.20 \text{ m}$$

Profundidad del tanque : 5.0 m , para mantener una adecuada distancia vertical entre la salida del efluente y la capa de lodos.

Tomando en cuenta los tanques comerciales de este tipo, que se fabrican, escogemos:
(Model CLC/5F Flocculating Scraper Cage Driver Clarifier) Anexos A.69, A.70 y A.71

$$\text{Tasa} = 1200 \text{ gal/d/ft}^2$$

$$= 1200 \text{ gal/d-ft}^2 \times (1\text{d}/1440\text{min}) = 0.83 \text{ gal/min/ft}^2$$

$$= 0.83 \text{ gal/min/ft}^2 \Rightarrow \text{trabajamos con } 1.1 \text{ gal/min./ft}^2$$

$$D = 25' = 7.62 \text{ m}$$

$$\text{Prof.} = 14' = 4.30 \text{ m}$$

Las demás dimensiones aparecen en el cuadro comercial

Tiempo de retención recomendado = 1 a 2.5 h

$$D = 7.62 \text{ m}$$

$$A = \frac{\pi \times (7.62)^2}{4} = 45.6 \text{ m}^2$$

$$\text{Prof.} = 4.30 \text{ m}$$

$$V = 45.6 \text{ m}^2 \times 4.3 \text{ m} = 196.08 \text{ m}^3$$

$$THR = \frac{V}{Q} = \frac{196.08 \text{ m}^3}{81 \text{ m}^3 / \text{h}} = 2.4 \text{ h} = 144 \text{ min.}$$

7.4.8 Espesador

1. Flujo y carga del espesador

Carga de lodos primarios al espesador: SST en Kg/d

$$\begin{aligned}
 &= \text{SST inf. al sedimentador primario} \times \text{Ef. en remoción de SST} \times Q_d \times 0.0864 \\
 &= 60.69 \text{ mg/L} \times 0.50 \times 22.5 \text{ L/s} \times 0.0864 \\
 &= 59 \text{ Kg/d SST}
 \end{aligned}$$

2. Carga de lodos primarios al espesador SSV (Kg/d):

$$\begin{aligned}
 &= \text{Carga de lodos primarios al esp.} \times \text{SSV/SST} \\
 &= 59 \text{ Kg/d} \times 0.8 = 47.2 \text{ Kg/d}
 \end{aligned}$$

3. Flujo de lodos primarios al espesador:

Datos:

Concentración de lodos % del Clarificador primario = 3 % Anexo A.72

Carga de lodos primarios al espesador SSV (Kg/d): 47.2

$$= \frac{\left(\frac{\text{Carga de lodos primarios al espesador}}{\text{conc. de lodos \% del Clarif. primario}} \right)}{1000}$$

$$= \frac{\left(\frac{47.2 \text{ Kg/d}}{0.03} \right)}{1000} = 1.57 \text{ m}^3 / \text{d} = 0.02 \text{ L/s}$$

4. Flujo de lodos del clarifloculador al espesador:

$$\text{SSV ef. Clarifloc.} = \frac{\text{SSVLM}}{\text{SSLM}} \times \text{SST} = 0.8 \times 10 = 8$$

$$= \frac{\left[\left(\frac{\text{SSVLM mg/L} \times \text{Vol m}^3}{\theta_c} \right) - Q_d \times 86.4 \times \text{SSV ef. del Clarifloc} \right]}{\text{Conc. de lodos de retorno SSVLM (mg/L)} - \text{SSV en ef. del Clarifloc.}}$$

$$= \frac{\left[\left(\frac{2000 \text{ mg/L} \times 41.1 \text{ m}^3}{0.65} \right) - 22.5 \text{ L/s} \times 86.4 \times 8 \right]}{6000 \text{ mg/L} - 8} = 4.26 \text{ m}^3 / \text{d}$$

$$= 4260 \text{ L/d}$$

$$= 0.05 \text{ L/s}$$

5. Carga de SST del clarifloculador al espesador Kg/d

$$= \frac{(\text{Flujo de lodos del Clarif. al espesador} \times \text{Conc. de lodos de retorno, SSLM})}{1000}$$

$$= 4.26 \text{ m}^3 / \text{d} \times 7500 \text{ mg/L} \left(\frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \right) \left(\frac{1 \text{ Kg}}{1 \times 10^6 \text{ mg}} \right)$$

$$= 31.95 \text{ Kg/d SST}$$

6. Carga de SSV del clarifloculador al espesador, Kg/d =

$$= 4.26 \text{ m}^3 / \text{d} \times 6000 \text{ mg/L} \left(\frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \right) \left(\frac{1 \text{ Kg}}{1 \times 10^6 \text{ mg}} \right)$$

$$= 25.56 \text{ Kg/d SSV}$$

7. Concentración promedio de la mezcla de lodos primarios y secundarios % :

$$= \frac{(\text{Flujo de lodos prim. al esp.}) \times (\text{Conc. de lodos en \% del Clarif. prim.})}{\text{Flujo de lodos primarios al esp. (m}^3 / \text{d)} + \text{Flujo de Clarif. al esp. m}^3 / \text{d}}$$

$$+ \frac{(\text{Flujo de lodos del CF al esp.}) \times \left(\frac{\text{Conc. de lodos de retorno SSLM mg/L}}{1000000} \right)}{\text{Flujo de lodos primarios al esp. m}^3 / \text{d} + \text{Flujo de Clarif. al espesador, m}^3 / \text{d}}$$

$$= \frac{(157 \text{ m}^3 / \text{d} \times 0.03) + \left(4.26 \text{ m}^3 / \text{d} \times \frac{7500 \text{ mg/L}}{1000000} \right)}{157 \text{ m}^3 / \text{d} + 4.26 \text{ m}^3 / \text{d}}$$

$$= 1.36 \%$$

8. Carga de SST al espesador

$$\begin{aligned} &= \text{Carga de lodos primarios al esp. SST en Kg/d} + \text{Carga de SST del CF al esp.,} \\ &\text{Kg/d} \\ &= 59 \text{ Kg/d} + 31.95 \text{ Kg/d} \\ &= 90.95 \text{ Kg/d} \end{aligned}$$

9. Carga de SSV al esp.

$$\begin{aligned} &= \text{Carga de lodos primarios al esp. SSV, Kg/d} + \text{Carga de SSV del CF al esp., en} \\ &\text{Kg/d} \\ &= 47.2 \text{ Kg/d} + 25.56 \text{ Kg/d} \\ &= 72.76 \text{ Kg/d} \end{aligned}$$

10. Flujo de la mezcla de lodos al esp.

$$\begin{aligned} &= (\text{Flujo de lodos prim. al esp. m}^3/\text{d} + \text{Flujo de lodos del CF al esp, m}^3/\text{d}) \\ &= 1.57 \text{ m}^3/\text{d} + 4.26 \text{ m}^3/\text{d} = 5.83 \text{ m}^3/\text{d} \end{aligned}$$

11. Área requerida del espesador en m²

Datos :

Carga de sólidos al espesador mecánico Kg/m²- h = 1.25

$$= \frac{\text{Carga de SST al esp.}}{\text{Carga de solidos al esp. mecanico Kg / m}^2\text{h} \times 24} = \frac{90.95 \text{ Kg / d}}{1.25 \text{ Kg / m}^2\text{h} \times 24 \text{ h / d}} = 3.0 \text{ m}^2$$

12. Diámetro:

$$D = \sqrt{\frac{A \times 4}{\pi}} = \sqrt{\frac{3.0 \times 4.0}{\pi}} = 1.95 \approx 2.0 \text{ m}$$

$$D = 2.00 \text{ m}$$

13. Flujo de retorno del clarificado del esp. al TACS

$$= \frac{(FMLE, m^3 / d) - (FMLE, m^3 / d \times CPMLPS \times (1 \times 10^6) - C_{SST\ CE}, mg / L)}{C_{SST\ DE} - C_{SST\ CE}}$$

Donde:

FMLE = Flujo de la mezcla de lodos al espesador

CPMLPS = Concentración promedio de la mezcla de lodos primarios y secundarios

C_{SST CE} = Concentración de SST en el clarificado del espesador

C_{SST DE} = Concentración de SST decantados en espesador

$$= \frac{(5.83 m^3 / d) - (5.83 m^3 / d \times 0.0137 \times (1 \times 10^6) - 100 mg / L)}{70000 mg / L - 100 mg / L}$$

$$= 4.69 m^3/d$$

14. Flujo de lodos biológicos espesos al proceso de digestión

= *Flujo de la mezcla de lodos al esp., m³/d* - *Flujo del retorno del clarif. del esp. al reactor.*

$$= 5.83 m^3/d - 4.69 m^3/d$$

$$= 1.14 m^3/d$$

15. Sólidos efluentes de la PTAR's

SST en efluentes de PTAR's Kg/d =

= (*Q_d* x 0.0864 x SST req. en el efluente)

$$= (22.5 L/s \times 0.0864 \times 10 mg/L) = 19.44 Kg/d$$

7.4.9 Cárcamos

a) Cárcamo de bombeo a la bitorre (CB-01)* y Cárcamo de Entrada a la Planta (CE-01)*

*En estos tanques se considera el Q del futuro de 45 L/s

$$Q_d = 45 \text{ L/s} = 162 \text{ m}^3/\text{h}$$

Tiempo de retención = 0.5 h (30 minutos)

$$Q_d = 162 \text{ m}^3/\text{h} \times 0.5 \text{ h} = 81 \text{ m}^3$$

Profundidad = 3.0 m

$$\text{Largo} = \sqrt{\frac{81}{3}} = 5.20 \text{ m}$$

Ancho = 5.20 m

B.L. = 0.30 m

b) Cárcamo de Bombeo de recirculación a la bitorre (CB-02)

$$Q_d = 45 \text{ L/s} + Q_r$$

$$Q_r = Q_d = 45 \text{ L/s}$$

$$Q_d = 45 + 45 = 90 \text{ L/s} = 324 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_d = 324 \text{ m}^3/\text{h} \times 0.5 \text{ h} = 162 \text{ m}^3$$

Profundidad = 3.0 m

$$\text{Largo} = \sqrt{\frac{162}{3}} = 7.35 \text{ m}$$

Ancho = 7.35 m

B.L. = 0.45 m

7.4.10. Digestor Anaeróbico de lodos

- Diseño del Digestor anaeróbico de los lodos.

A.- Bases de diseño.

a) Flujo de lodos a tratar (Ql) en L/s: $1.14 \text{ m}^3/\text{d}$

B.- Criterios de diseño

a) Según el Anexo A.73

Tiempo de retención de sólidos, en el digestor :

Digestión convencional $\Rightarrow 30 - 60 \text{ d}$ ✓

Digestión de alta carga $\Rightarrow 15 - 20 \text{ d}$

Tiempo de retención de sólidos = 49 d

b) Volumen de tanque Digestor anaeróbico:

$$\text{Vol} = (1.14 \text{ m}^3 / \text{d})(49.0 \text{ d}) = 56.0 \text{ m}^3$$

c) Profundidad de tanque = 2.80 m

d)
$$\text{Area} = \frac{56.00 \text{ m}^3}{2.80 \text{ m}} = 20.00 \text{ m}^2$$

e) Largo = 9.50 m

f)
$$\text{Ancho} = \frac{20.00 \text{ m}^2}{9.50 \text{ m}} = 2.10 \text{ m}$$

g) Bordo Libre = 0.40 m

h) Volumen para el almacenamiento de lodo

Largo = 1.20 m
 Ancho = 2.10 m
 Altura = 2.80 m

$$\text{Vol} = (2.80 \text{ m}) (1.20 \text{ m}) (2.10 \text{ m}) = 7.00 \text{ m}^3$$

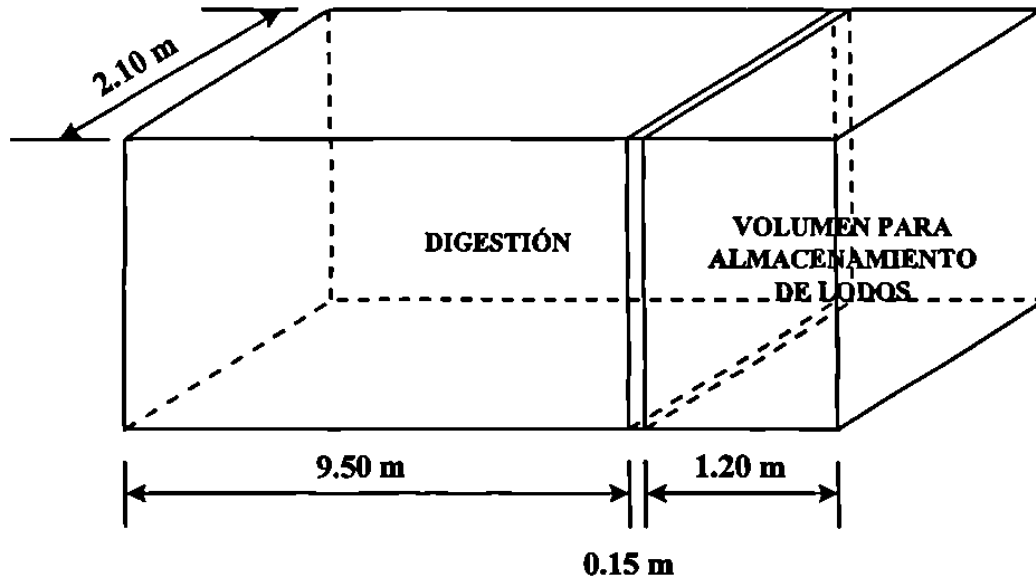


Fig. No. 33.- Dimensiones del Digestor Anaeróbico de Lodos.

REVISION

- a) Volumen diario de lodos a digerir, en $\text{m}^3/\text{d} = 1.12 \text{ m}^3/\text{d}$
- b) Carga SSV, en $\text{Kg}/\text{d} = 72.20 \text{ Kg}/\text{d}$
- c) Carga SST, en $\text{Kg}/\text{d} = 90.20 \text{ Kg}/\text{d}$
- d) Carga SSF, en $\text{Kg}/\text{d} = (90.20 \text{ Kg}/\text{d} - 72.20 \text{ Kg}/\text{d}) = 18.00 \text{ Kg}/\text{d}$
- e) Relación $\text{SSV}/\text{SST} = \frac{72.20 \text{ Kg}/\text{d}}{90.20 \text{ Kg}/\text{d}} = 0.80$
- f) Carga de sólidos, en $\text{Kg}/\text{d}-\text{m}^3$

$$\text{Carga sólidos} = \frac{90.20 \text{ Kg}/\text{d}}{56.00 \text{ m}^3} = 1.60 \text{ Kg}/\text{d}-\text{m}^3 \quad (\text{Según Anexo A.73 debe de estar entre } 0.64 - 1.60)$$

g) Concentración de SST/m³, lodo en peso %

$$\text{Concentración} = \frac{(90.20 \text{ Kg} / d)(100)}{(1.12 \text{ m}^3 / d)(1000)} = 8 \%$$

La bacteria a incluir en el Digestor Anaeróbico de Lodos es BI-CHEM 2008 utilizada comúnmente para la degradación de alto contenido de DQO, DBO y principalmente para la eliminación de los malos olores generados por el digestor anaeróbico.

La dosificación de esta bacteria es la siguiente:

Tabla No. 8.- Dosificación de las bacterias en el Digestor Anaeróbico de Lodos.

Día	Kg/d
1 - 2	16.00
3 - 4	6.50
5 - 7	3.50
8 - 30	1.25
30 - +	1.00

7.4.11. Lechos de Secado

A.- Bases de diseño

- a) Volumen diario de lodos a digerir, en m³/d = 1.14 m³/d
- b) Concentración de SST/m³ lodo en peso = 8 %
- c) Concentración de SST/m³ lodo digerido en peso % = 8 %
- d) Volumen de lodos digeridos a secar (m³/d)

$$\text{Vol} = \frac{(1.14 \text{ m}^3 / d)(8\% \text{ en peso})}{8\% \text{ digerido}} = 1.14 \text{ m}^3/d$$

e) Volumen de lodos digeridos a secar, en $m^3/año$

$$\text{Vol.} = (1.14 \text{ m}^3/\text{d}) (365 \text{ d/año}) = 416.10 \text{ m}^3/\text{año}$$

f) Sólidos digeridos, base seca, en Kg/d:

$$\text{Sólidos dig.} = (1.14 \text{ m}^3/\text{d}) (0.08) (1000) = 91.20 \text{ Kg/d}$$

g) Sólidos digeridos, base seca, en Ton/año:

$$\text{Sólidos dig} = \frac{(91.20 \text{ Kg / d})(365 \text{ d})}{1000 \text{ Kg / T}} = 33.30 \text{ Ton/año}$$

h) Evaporación promedio en un día: = 0.3 cm/d (Varía de 0.3 a 0.5 cm/d)
= 3.0 mm/d

i) Evaporación promedio en un año: (3.0 mm/d) (365 d/año) = 1095.00 mm/año

B.- Criterios y consideraciones de diseño

Carga de sólidos de lecho de secado, en $\text{Kg/m}^2\text{-año} = 58 \text{ Kg/m}^2\text{-año}$
Varía de 58.00 a 98.00 $\text{Kg/m}^2\text{-año}$ según Anexo A.74 para lodo primario y fango activado.

C.- Dimensionamiento

a) Area requerida por carga de sólidos, en m^2

$$\text{Area req} = \frac{(33.30 \text{ T / a})(1000)}{58.00 \text{ Kg / m}^2 - a} = 574.10 \text{ m}^2$$

b) Área requerida por desecado mediante evaporación, en m^2

$$\text{Área req} = \frac{(416.10 m^3 / a)(1000)}{1095.00 \text{ mm} / a} = 380.00 m^2$$

c) Área requerida que rige el diseño, en $m^2 = 574.10 m^2$

d) Dimensiones de la celda propuesta:

Largo = 20.00 m

Ancho = 10.00 m

Profundidad = 0.47 m

d) Área de la celda = $(20.00 \text{ m})(10.00 \text{ m}) = 200.00 m^2$

f) Número de celdas requeridas:

$$\text{No. celdas} = \frac{574.10 m^2}{200.00 m^2} = 2.87 \Rightarrow 3 \text{ celdas}$$

g) Número de baterías: 1 (1 batería con 3 lechos)

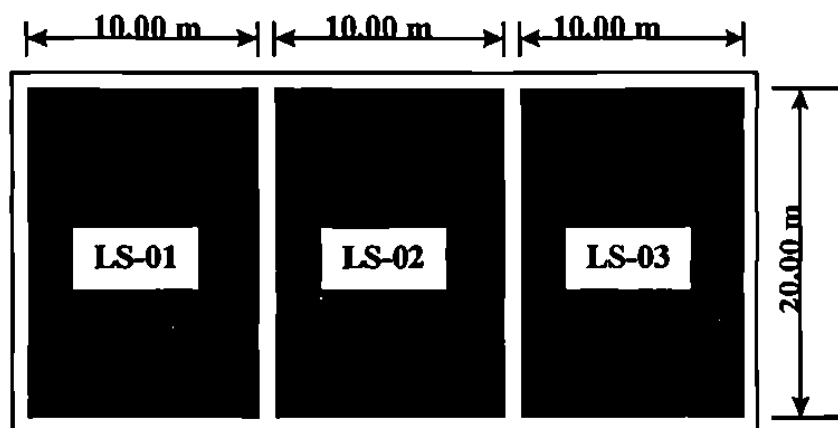


Fig. No. 34.- Dimensiones de los Lecho de Secado

7.4.12 Cámara de Contacto de Cloro

Tiempo de contacto de cloro = 30 minutos

$$Q = 22.5 \frac{L}{s} \times \left(\frac{1 m^3}{1000 L} \right) \left(\frac{60 s}{1 min.} \right) = 1.35 m^3 / min$$

Vol. útil del tanque = $1.35 m^3/min \times 30 min. = 40.5 m^3$

Largo = 5.125 m

Ancho = 3.00 m

$$\text{Profundidad útil} = \left(\frac{40.5}{5.125 \times 3} \right) = 2.65 m$$

B.L. = 1.15 m

Profundidad total = 3.8 m

DOSIS DE CLORO

De acuerdo a **Anexo A.75**, tenemos :

El cloro se utilizará para la evacuación (desinfección) del agua efluente del proceso de fangos activados; por lo tanto, la dosis varía de 2 - 8 mg/L se utilizará : $8 mg/L = 8 g/m^3$ para asegurar mejor la eliminación de bacterias y virus presentes en el efluente.

$$\text{Cantidad de cloro/d} = 8 g/m^3 \times 1944 m^3/d = 15552 g/d = 15.55 Kg/d$$

Capacidad del cilindro = 68 Kg

$$\text{Duración del cilindro} = \frac{68 Kg}{1555 Kg/d} = 4.4 d$$

$$\text{Cilindros por mes} = \frac{30 d}{4.4 d / cilindro} = 6.8 \text{ cilindros} \Rightarrow 7 \text{ cilindros /mes}$$

7.4.13 Tuberías

7.4.13.1 Tubería de Cárcamo de Entrada (CE-01) a Desarenador (DES-01).

Gasto (Q) = 22.5 L/s = 1350 L/min

Velocidad (V) = 2.84 m/s

Caída de presión = 0.722 bar

Diámetro (Ø) = 4"

7.4.13.2 Tubería de lodos, del Clarificador Primario (CP-01) a Espesador de lodos (EL-01).

Gasto (Q) = 4.38 L/s = 202.8 L/min

Velocidad (V) = 2.54 m/s

Caída de presión = 1.81 bar

Diámetro (Ø) = 1/2" ⇒ 4"

7.4.13.3 Tubería de Cárcamo de Biotorre (CBT-01) a Biotorre (BT-01).

Gasto (Q) = 22.5 L/s = 1350 L/min

Velocidad (V) = 2.84 m/s

Caída de presión = 0.722 bar

Diámetro (Ø) = 4"

7.4.13.4 Recirculación de Cárcamo de Recirculación de la Biotorre (CRBT-01) a Biotorre (BT-01)

Gasto (Q) = 45 L/s = 2700 L/min

Velocidad (V) = 2.50 m/s

Caída de presión = 0.339 bar

Diámetro (Ø) = 6"

7.4.13.5 Tubería de lodos, de Clarifloculador (CF-01) a Espesador de Lodos (EL-01).

Gasto (Q) = 11.50 L/s = 690 L/min

Velocidad (V) = 2.45 m/s

Caída de presión = 0.759 bar

Diámetro (Ø) = 3" ⇒ 4"

7.4.13.6 Tubería de lodos, de Espesador de Lodos (EL-01) a Digestor Anaeróbico de Lodos (DAL-01).

Gasto (Q) = 0.07 L/s = 4.20 L/min

Velocidad (V) = 1.25 m/s

Caída de presión = 3.18 bar

Diámetro (Ø) = 1/4" ⇒ 4"

7.4.13.7 Tubería de lodos, de Digestor Anaeróbico de Lodos (DAL-01) a Lechos
de Secado (LS-01, LS-02, LS-03).

$$\text{Gasto (Q)} = 0.013 \text{ L/s} = 0.80 \text{ L/min}$$

$$\text{Velocidad (V)} = 0.46 \text{ m/s}$$

$$\text{Caída de presión} = 0.726 \text{ bar}$$

$$\text{Diámetro } (\varnothing) = 1/8'' \Rightarrow 4''$$

7.4.13.8 Tubería de Clarifloculador (CF-01) a Cámara de Contacto de Cloro
(CCC-01).

$$\text{Gasto (Q)} = 22.5 \text{ L/s} = 1350 \text{ L/min} = 0.015 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Velocidad (V)} = 1.5 \text{ m/s}$$

$$\text{Área de tubería} = 0.015 \text{ m}^2$$

$$\text{Diámetro } (\varnothing) = \sqrt{\frac{(0.015 \times 4)}{\pi}} = 0.14 \text{ m} = 6''$$

7.4.13.9 Tubería de Cámara de Contacto de Cloro (CCC-01) a Tanque de Aguas
Tratadas (TAT-01).

$$\text{Gasto (Q)} = 22.5 \text{ L/s} = 1350 \text{ L/min} = 0.015 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Velocidad (V)} = 1.5 \text{ m/s}$$

$$\text{Área de tubería} = 0.015 \text{ m}^2$$

$$\text{Diámetro } (\varnothing) = \sqrt{\frac{(0.015 \times 4)}{\pi}} = 0.14 \text{ m} = 6''$$

7.4.13.10 Tubería de clarificado de Espesador de Lodos (EL-01) a Tanque Aireación y Contacto de Sólidos (TACS-01).

$$\text{Gasto (Q)} = 0.05 \text{ L/s} = 3 \text{ L/min} = 0.00005 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Velocidad (V)} = 1.5 \text{ m/s}$$

$$\text{Área de tubería} = 0.000033 \text{ m}^2$$

$$\text{Diámetro } (\varnothing) = \sqrt{\frac{(0.000033 \times 4)}{\pi}} = 0.06 \text{ m} = 2''$$

7.4.14 Bombas

7.4.14.1 Bomba BA-01 Y BA-01A, de Cárcamo de Entrada (CE-01) a Desarenador (DES-01)

$$\text{Gasto (Q}_B) = 22.5 \text{ L/s}$$

$$H_T = 10 \text{ m (considerando pérdidas)}$$

$$\text{HP} = \frac{(Q_B \times H_T)}{(\eta \times \varepsilon)} = \frac{(22.5 \text{ L/s} \times 10 \text{ m})}{(0.85 \times 76)} = 3.5$$

$$\text{HP}_{\text{inst}} = 1.35 \times 3.5 = 5$$

$$\text{HP}_{\text{Futuro}} = 10$$

7.4.14.2 Bomba BA-02 Y BA-02A, de Cárcamo de Biotorre (BT-01) a Biotorre (BT-01)

$$\text{Gasto } (Q_B) = 22.5 \text{ L/s}$$

$$H_T = 10 \text{ m (considerando pérdidas)}$$

$$HP = \frac{(Q_B \times H_T)}{(\eta \times \varepsilon)} = \frac{(22.5 \text{ L/s} \times 10 \text{ m})}{(0.85 \times 76)} = 3.5$$

$$HP_{\text{inst}} = 1.35 \times 3.5 = 5$$

$$HP_{\text{Futuro}} = 10$$

7.4.14.3 Bomba BA-03 Y BA-03A, de Cárcamo de Recirculación de la Biotorre (CRBT-01) a Biotorre (BT-01)

$$\text{Gasto } (Q_B) = 45 \text{ L/s}$$

$$H_T = 10 \text{ m (considerando pérdidas)}$$

$$HP = \frac{(Q_B \times H_T)}{(\eta \times \varepsilon)} = \frac{(45 \text{ L/s} \times 10 \text{ m})}{(0.85 \times 76)} = 7.0$$

$$HP_{\text{inst}} = 1.35 \times 7 = 10$$

$$HP_{\text{Futuro}} = 20$$

7.4.14.4 Bomba para Lodos BL-01 Y BL-01A, de Clarificador Primario (CP-01)
a Espesador de Lodos (EL-01)

$$\text{Gasto } (Q_B) = 4.38 \text{ L/s}$$

$$H_T = 8 \text{ m (considerando pérdidas)}$$

$$HP = \frac{(Q_B \times H_T)}{(\eta \times \varepsilon)} = \frac{(4.38 \text{ L/s} \times 8 \text{ m})}{(0.85 \times 76)} = 0.54$$

$$HP_{\text{inst}} = 1.35 \times 0.54 = 1$$

7.4.14.5 Bomba para Lodos BL-02 Y BL-02A, de Clarifloculador (CF-01) a
Espesador de Lodos (EL-01)

$$\text{Gasto } (Q_B) = 11.50 \text{ L/s}$$

$$H_T = 8 \text{ m (considerando pérdidas)}$$

$$HP = \frac{(Q_B \times H_T)}{(\eta \times \varepsilon)} = \frac{(11.5 \text{ L/s} \times 8 \text{ m})}{(0.85 \times 76)} = 1.50$$

$$HP_{\text{inst}} = 1.35 \times 1.50 = 2$$

7.4.14.6 Bomba para Lodos BL-03 Y BL-03A, de Espesador de Lodos (EL-01)
a Digestor Anaeróbico de Lodos (DAL-01)

$$\text{Gasto } (Q_B) = 5.83 \text{ m}^3/\text{día} = 0.07 \text{ L/s}$$

$$H_T = 8 \text{ m (considerando pérdidas)}$$

$$HP = \frac{(Q_B \times H_T)}{(\eta \times \varepsilon)} = \frac{(0.07 \text{ L/s} \times 8 \text{ m})}{(0.85 \times 76)} = 0.10$$

$$HP_{\text{inst}} = 1.35 \times 0.10 = 0.15 \Rightarrow 0.50$$

7.4.14.7 Bomba para Lodos BL-04 Y BL-04A, de Digestor Anaeróbico de
Lodos (DAL-01) a Lechos de Secado (LS-01, LS-02, LS-03)

$$\text{Gasto } (Q_B) = 1.14 \text{ m}^3/\text{d} = 0.013 \text{ L/s}$$

$$H_T = 8 \text{ m (considerando pérdidas)}$$

$$HP = \frac{(Q_B \times H_T)}{(\eta \times \varepsilon)} = \frac{(0.013 \text{ L/s} \times 8 \text{ m})}{(0.85 \times 76)} = 0.10$$

$$HP_{\text{inst}} = 1.35 \times 0.10 = 0.15 \Rightarrow 0.50$$

7.4.14.8 Bomba para Lixiviados BLX-01 Y BLX-01A, de Cárcamo de Lixiviados (CLX-01) a Tanque de Aireación y Contacto de Sólidos (TACS-01)

$$\text{Gasto } (Q_B) = 4.38 \text{ L/s}$$

$$H_T = 8 \text{ m (considerando pérdidas)}$$

$$HP = \frac{(Q_B \times H_T)}{(\eta \times \varepsilon)} = \frac{(4.38 \text{ L/s} \times 8 \text{ m})}{(0.85 \times 76)} = 0.54$$

$$HP_{\text{inst}} = 1.35 \times 0.54 = 1$$

7.5.- Narración del proceso

FASE LÍQUIDA.-

El agua residual sanitaria proveniente del drenaje, cae al **Cárcamo de Bombeo (CE-01)** de la entrada de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales con un Gasto de 45 L/s. El tiempo de retención dentro del **Cárcamo de Bombeo CE-01** es de 30 minutos por lo que las dimensiones de dicho **Cárcamo CE-01** son: Largo = 5.20 m, Ancho = 5.20 m, Profundidad hidráulica = 3.00 m, Bordo Libre = 2.93 m (Ver plano correspondiente).

Se bombea el agua a través de las Bombas de alimentación **BA-01** y **BA-01A** (una en funcionamiento y otra en receso) hacia el canal con rejillas **RJ-01**, **RJ-02**, y el Canal Desarenador **DES-01**, donde se eliminan las partículas gruesas, las cuales son retiradas manualmente, cuando el canal respectivo del Desarenador **DES-01** requiera mantenimiento y se utilice el canal adjunto.

Después, el agua residual llega por gravedad al Clarificador Primario **CP-01**, que presenta una eliminación de sólidos suspendidos totales del 50%, este tanque es de forma rectangular: de Largo = 9.00 m, de Ancho = 2.25 m, de Profundidad hidráulica = 3.00 m, de Bordo Libre = 0.886 m (Ver plano correspondiente); el tanque cuenta con un sistema de rastras, las cuales llevan los lodos hasta una tolva donde son depositados. El flujo de lodos que se extrae es de 4.38 L/s con una velocidad de succión de 0.6 m/s y un tiempo de purga de 10 minutos. Los lodos son extraídos por las bombas de lodos **BL-01** y **BL-01A** hasta el **Espesador de lodos EL-01** de la planta.

El efluente del Clarificador Primario CP-01 pasa por gravedad a través de un canal, de 0.30 m de altura por 0.30 m de ancho, hasta el Cárcamo de Bombeo de la Biotorre CBT-01 el cual fue diseñado para un gasto de 45 L/s, que es el gasto total futuro esperado. El tiempo de retención en el tanque es de 30 minutos, para lo cual son suficientes las siguientes dimensiones: Largo = 5.20 m, Ancho = 5.20 m, Profundidad hidráulica = 3.00 m, Bordo Libre = 1.538 m (Ver plano correspondiente).

Se bombea entonces el agua residual hasta la Biotorre BT-01, a través de las Bombas de alimentación BA-01 y BA-01A, conduciendo el agua hasta la parte superior DE LA Biotorre y aspersándola mediante una tubería perforada. La Biotorre cuenta con un medio plástico, para fijar la biomasa. En la Biotorre se tiene una eficiencia de remoción de la DBO soluble en el efluente del 69%. Las dimensiones de la Biotorre son: Largo = 8.55 m, Ancho = 8.55 m, Altura de bioempaquete = 3.35 m, Altura total = 3.80 m. El efluente de la Biotorre llega a través de su bajo dren, consistente en un canal de 30 x 30 cm y por gravedad hasta el Cárcamo de Recirculación de la Biotorre CRBT-01, el cual se diseñó para un gasto total de 90 L/s, 45 L/s de flujo total a futuro, más la recirculación que es de 45 L/s ($Q_d + 1$), lo cual requiere un tanque de: Largo = 7.35 m, Ancho = 7.35 m, Profundidad hidráulica = 3.00 m, Bordo Libre = 1.21 m (Ver plano correspondiente). De aquí el agua es bombeada, en un 50% hasta el Tanque de Aireación y Contacto de Sólidos TACS-01 y el otro 50% pasa a la recirculación, en dirección a la Biotorre BT-01, para mantener en condiciones de desarrollo la biocapa bacteriana, se utilizan unas Bombas de alimentación BA-03 y BA-03A que fueron diseñadas para un $Q = 45$ L/s en cada una de ellas.

El tiempo de retención en el Tanque de Aireación y Contacto de Sólidos TACS-01 es de 30 minutos, por lo que el tanque tiene las siguientes dimensiones: Largo = 7.30 m, Ancho = 3.70 m, Profundidad hidráulica = 3.00 m, Bordo Libre = 0.50 m, para

tener un volumen útil hidráulico de 41.1 m^3 . Los requerimientos de oxígeno son los necesarios para la bioxidación de la materia orgánica y para la nitrificación, que en nuestro caso es de $130 \text{ Kg O}_2/\text{d}$. El flujo de aire necesario considerando el OTE (Oxygen Transferency Efficiency) es de $95.35 \text{ ft}^3/\text{min}$, según cálculo. El número de difusores que se han de colocar en el Tanque de Aireación y Contacto de Sólidos TACS-01 es de 56, con un diámetro de $7 \frac{1}{2}$, un flujo por difusor de $2 \text{ ft}^3/\text{min}$, la marca elegida sería **DIFFUSED GAS TECHNOLOGY INC., Modelo FBP-775**. El soplador para suministrar el aire en el tanque de aireación tendrá una capacidad de $111.59 \text{ ft}^3/\text{min}$, la potencia en el soplador sería de 6.8 H.P., la marca sería **DUROFLOW, Modelo 3004 (30 SERIES)**, PSIG:8, 3550 R.P.M. La DBO en la entrada al TACS-01 es de 34.3 mg/L .

El Clarifloculador CF-01, recibirá el efluente del Tanque de Aireación y Contacto de Sólidos TACS-01. La tasa de flujo de diseño del Clarifloculador CF-01 es de $2.0 \text{ m}^3/\text{h}$, para asegurar una concentración de SST de 10 mg/L en el efluente. El tiempo de retención en el tanque es de 2.4 h y las dimensiones del tanque son: Diámetro = 25' (7.62 m), Profundidad hidráulica = 14' (4.30 m), Bordo Libre = 0.60 m. La cantidad de lodos formados en el tanque es de 46.1 Kg/d SST y 36.85 Kg/d SSV de fango activado. El flujo de lodo recirculado al Tanque de Aireación y Contacto de Sólidos TACS-01 es de 11.25 L/s , y la purga de lodos de la línea de retorno es de $18.5 \text{ m}^3/\text{d}$. Tanto el lodo de recirculación al TACS-01 como el lodo de purga llega por gravedad hasta la Cámara de Contacto de Cloro CCC-01, en la cual habrá un tiempo de contacto de cloro gas de 30 minutos para tener un volumen útil de 40.5 m^3 , con las siguientes dimensiones: Largo = 5.125 m, Ancho = 3.00, Profundidad útil = 2.65 m, Bordo Libre = 1.15 m. La dosis de cloro que se emplea en el sistema de cloración es de 8 mg/L . Para asegurar mejor la eliminación de las bacterias y los virus presentes en el efluente, se utilizan 7 cilindros por mes, de capacidad total de 68 Kg.

Una vez desinfectada el agua llega por gravedad hasta el **Tanque de Aguas Tratadas TAT-01** que tiene un tiempo de retención de 12 horas y las dimensiones del tanque son: Largo = 15.00 m, Ancho = 15.00 m, Profundidad hidráulica = 4.60 m, Bordo Libre = 0.50 m. El agua se utilizará para riego de jardines de ornato urbano y será el fraccionamiento el encargado de suministrar e instalar el sistema de riego que se quiera emplear, así como el bombeo desde el **Tanque de Aguas Tratadas TAT-01**.

FASE SÓLIDA.-

Los lodos que entran al **Espesador de lodos EL-01**, provenientes del **Clarificador Primario CP-01** y del **Clarifloculador CF-01**, producen una carga de SST al **Espesador** de 90.95 Kg/d y un flujo de mezcla de lodos de 5.83 m³/d. El diámetro del **espesador** es de 2.00 m y el área del mismo es de 3.00 m². El flujo de retorno del clarificado al **TACS-01** es de 4.69 m³/d (0.05 L/s) y el flujo de lodos biológicos espesos son bombeados a través de las **Bombas de lodos BL-03** y **BL-03A** al **Digestor Anaeróbico de Lodos DAL-01**. El clarificado del **espesador** se envía por gravedad al **TACS-01** en el flujo mencionado anteriormente.

El **Digestor Anaeróbico de Lodos DAL-01** tiene un tiempo de retención de 49 días para un flujo de lodos de 1.14 m³/d, lo cual nos resulta un volumen útil de 56.00 m³, mas un compartimiento para el almacenamiento de lodo. Las dimensiones del **Digestor Anaeróbico** son: Largo = 9.50 m, Ancho = 2.10 m, Altura = 2.80 m, Bordo Libre = 0.40 m, el compartimiento para almacenamiento de lodos es de Largo = 1.20 m, Ancho = 2.10 m, Altura = 3.20 m.

El tipo de bacteria a emplear en este Digestor Anaeróbico tiene como clave de identificación comercial BI-CHEM 2008 AN, la cual es una bacteria ideal para lograr la degradación de alto contenido de DQO, DBO y, principalmente, la eliminación de malos olores generados por el Digestor Anaeróbico. La dosificación para esta bacteria, con este flujo es de:

Día	Kg/d
1 – 2	16.00
3 – 4	6.50
5 – 7	3.50
8 – 30	1.25
30 - +	1.00

Una vez digeridos los lodos, éstos son enviados a los **Lechos de secado LS-01, LS-02 y LS-03**, para su deshidratación y secado. El volumen de lodos digeridos a secado por año es de 416.10 m³. Los sólidos digeridos de base seca es de 91.20 Kg/d. Para el diseño de los **Lechos de secado** se tomó en cuenta el área requerida por carga de sólidos y por evaporación. Rigió para el diseño el área por carga de sólidos de 574.10 m² por 380.00 m² por evaporación. Se obtuvo una batería con tres lechos de secado, cuyas dimensiones respectivas son: Largo = 20.00 m, Ancho = 10.00 m, Profundidad de lecho = 0.47 m. Los lodos secos son recogidos y retirados mediante un carrito de carga, el cual llevará los lodos hasta el camión que los transportará hasta poderlos aprovechar como fertilizante.

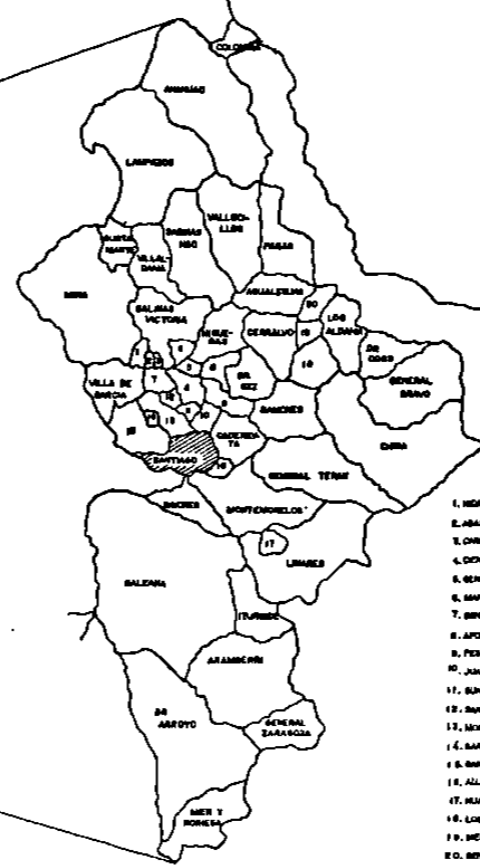
CAPITULO VIII

PLANOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

PLANO DE UBICACIÓN

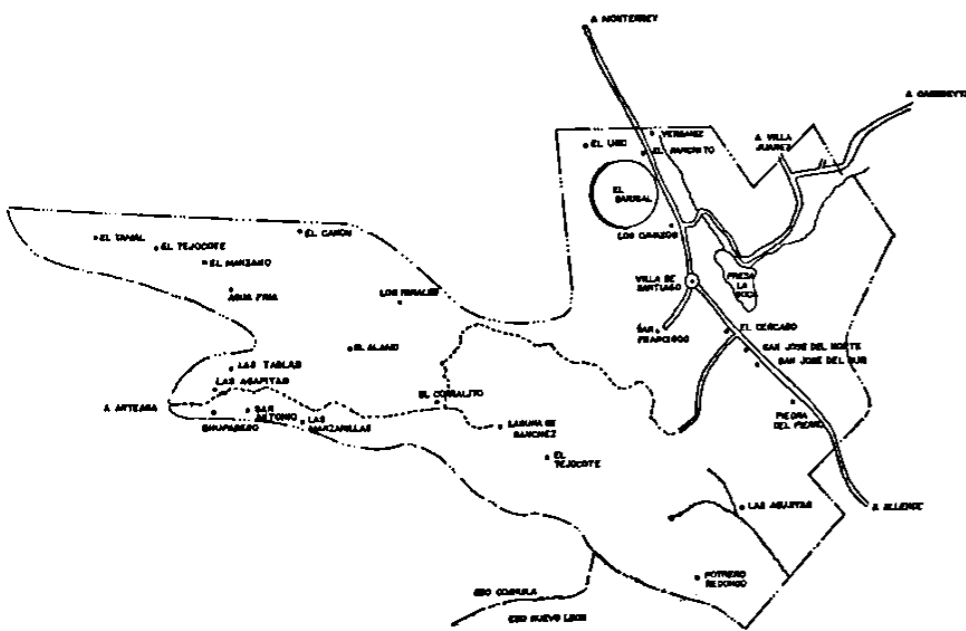


LOCALIZACIÓN DEL ESTADO EN LA REPUBLICA MEXICANA

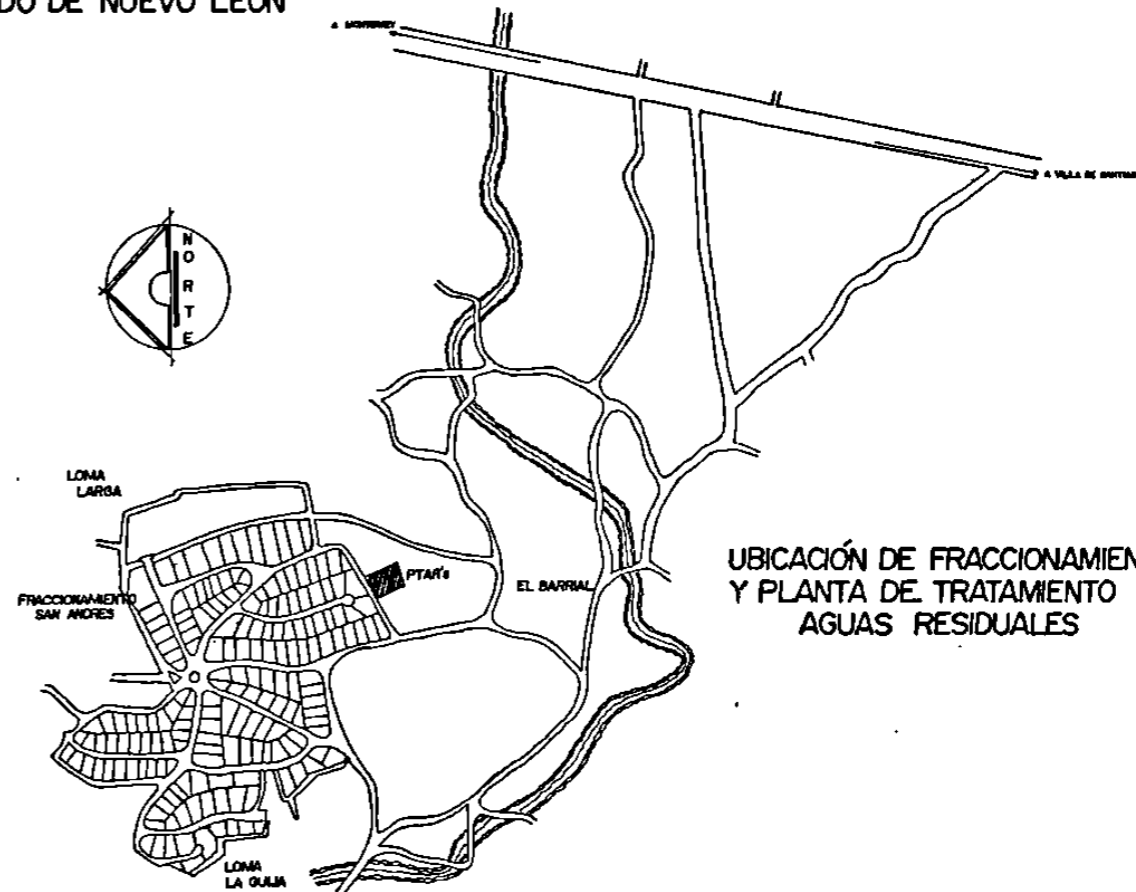


LOCALIZACIÓN DEL MUNICIPIO EN EL ESTADO DE NUEVO LEÓN

1. MONTECITO
2. SAN ANTONIO
3. SAN ANTONIO
4. CIUDAD DE FLORIS
5. GENERAL BARRA
6. SAN ANTONIO
7. GENERAL ESCOBEDO
8. APANACA
9. PIEDRA BLANCA
10. JIMÉNEZ
11. SAN ANTONIO
12. SAN NICOLÁS DE LOS RÍOS
13. MONTECITO
14. SANTA BARBARA
15. SANTA CATARINA
16. ALLENDE
17. SAN ANTONIO
18. LOS HERREAS
19. MELCHOR GALLO
20. GENERAL TRIVIÑO

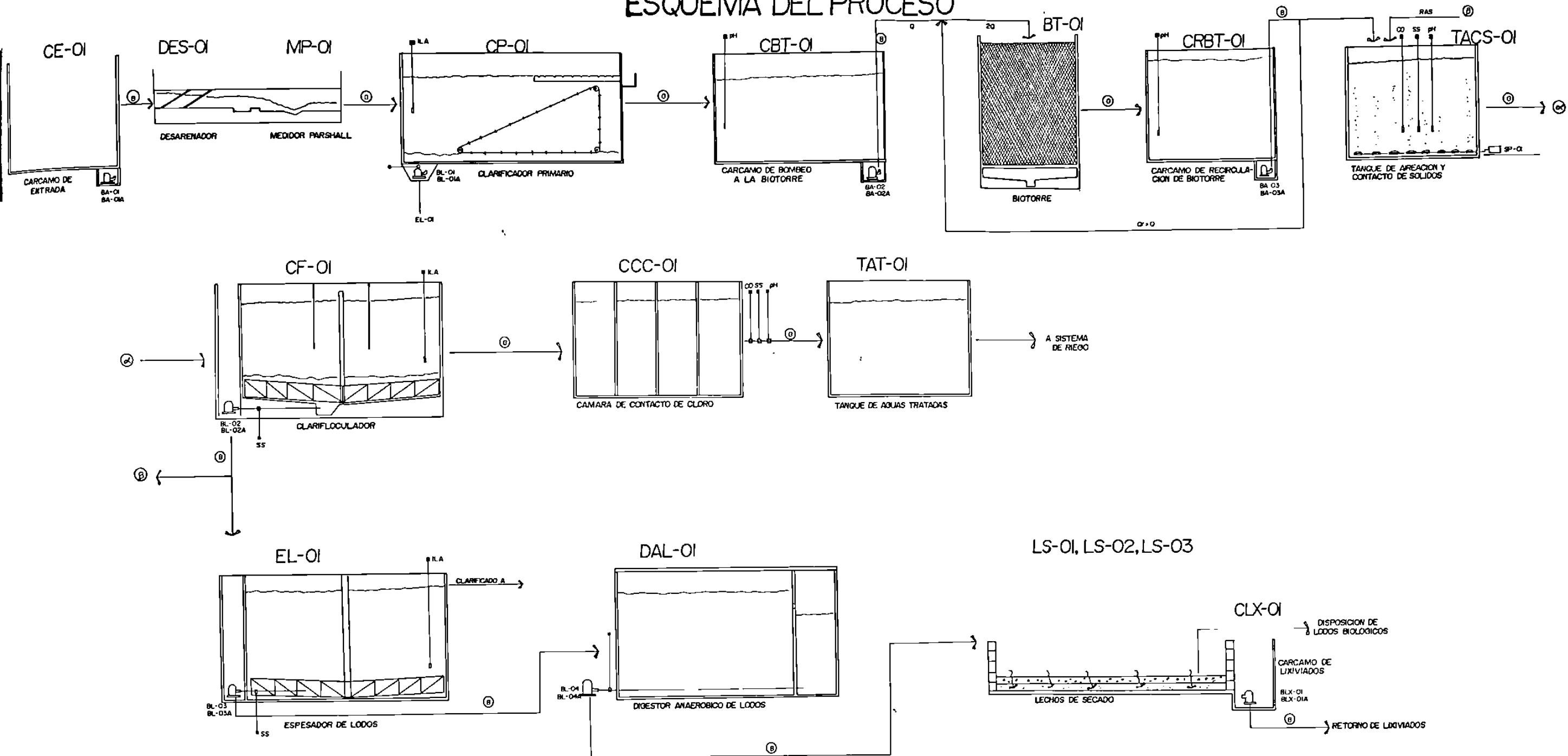


UBICACIÓN EN EL MUNICIPIO DE VILLA DE SANTIAGO



UBICACIÓN DE FRACCIONAMIENTO Y PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

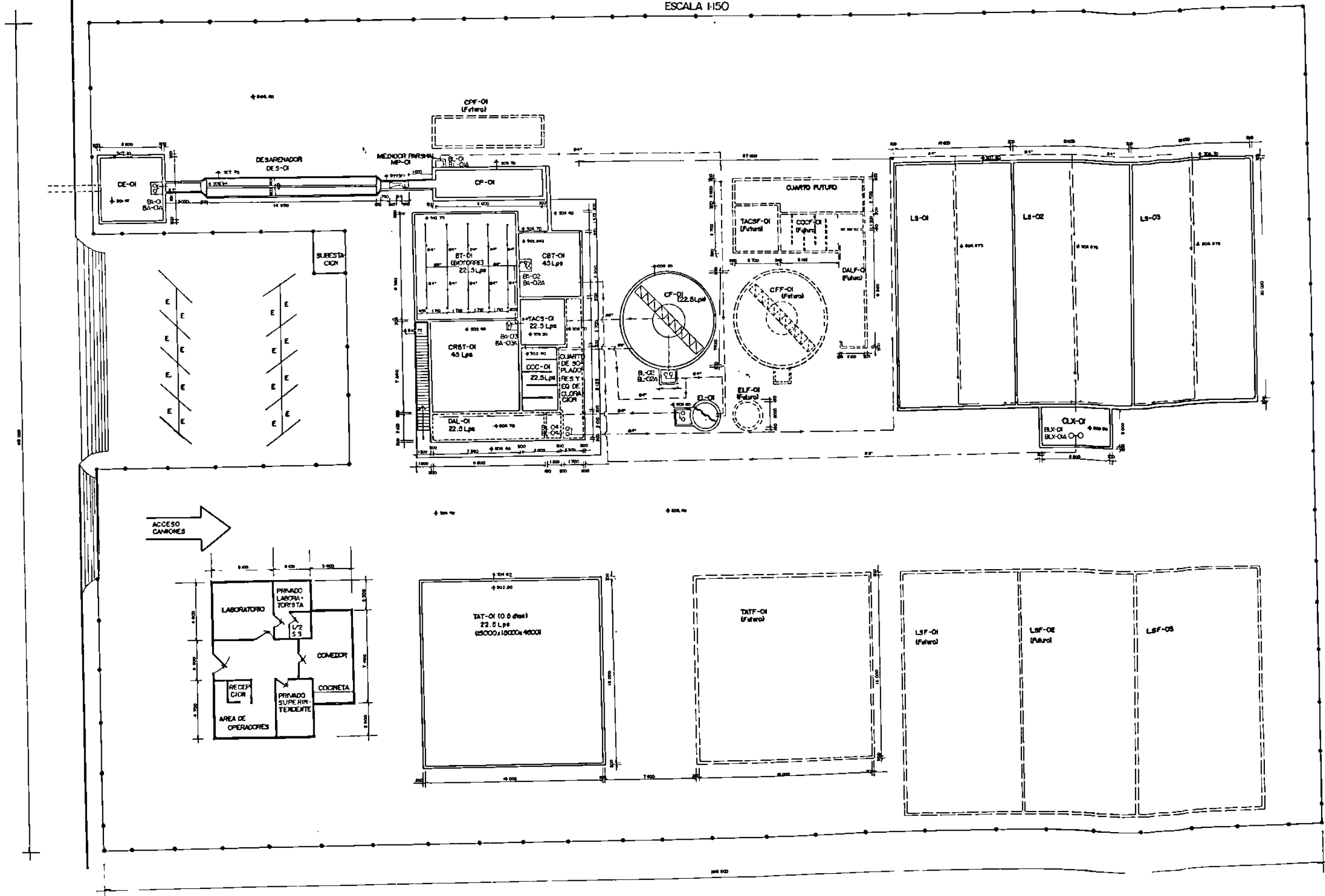
ESQUEMA DEL PROCESO



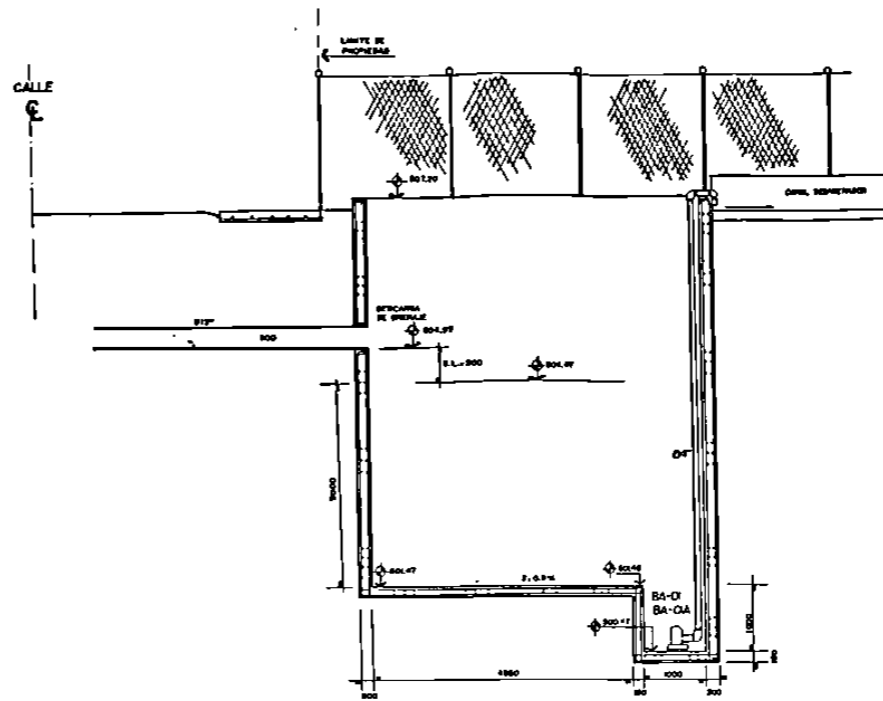
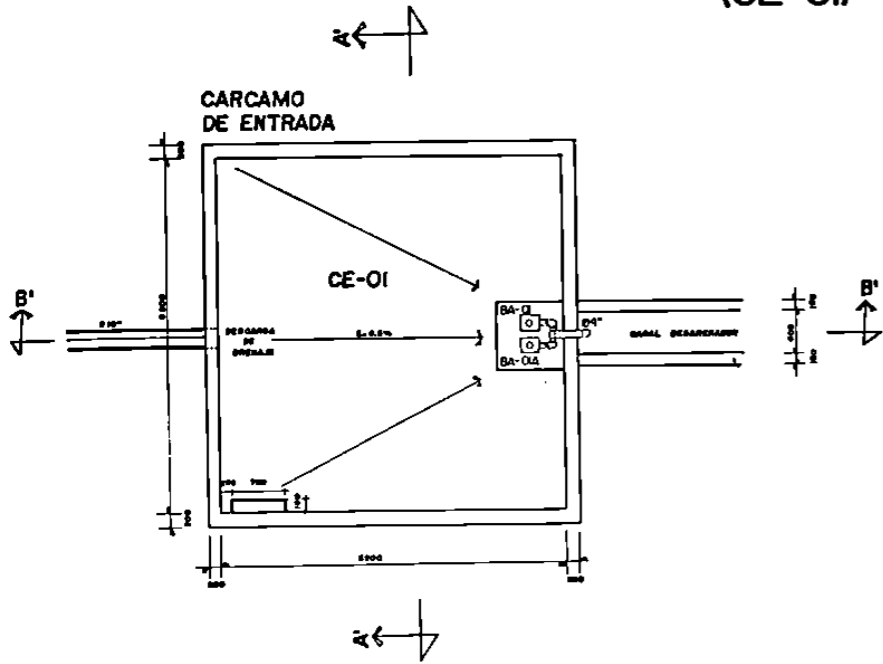


ARREGLO GENERAL PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

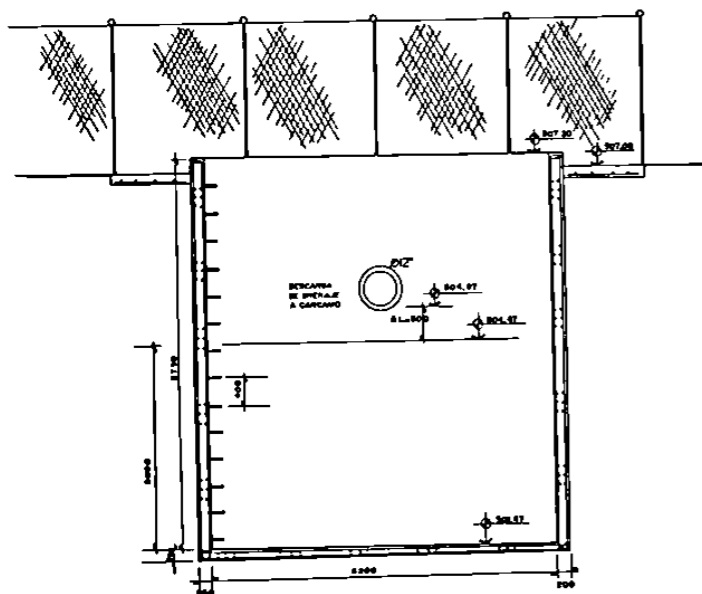
ESCALA 1:50



CARCAMO DE ENTRADA (CE-OI)

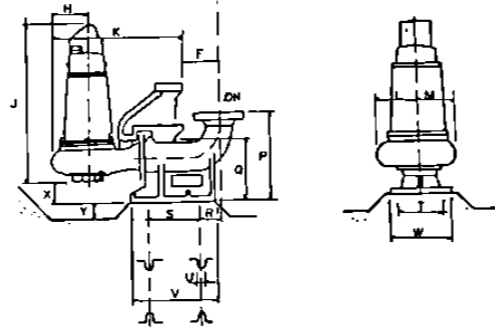


SECCION B'-B'
CARCAMO DE ENTRADA
CE-OI



SECCION A'-A'
CARCAMO DE ENTRADA
CE-OI

BOMBAS DE ALIMENTACION BA-OI Y BA-OIA (INICIAL)

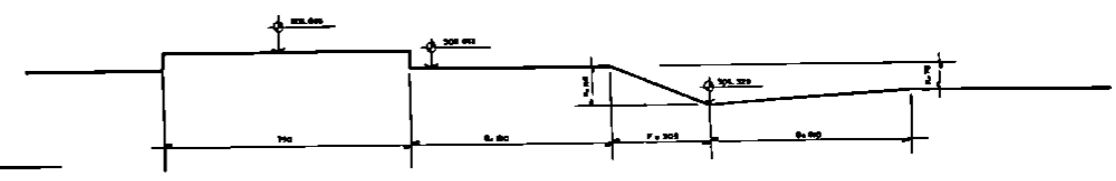
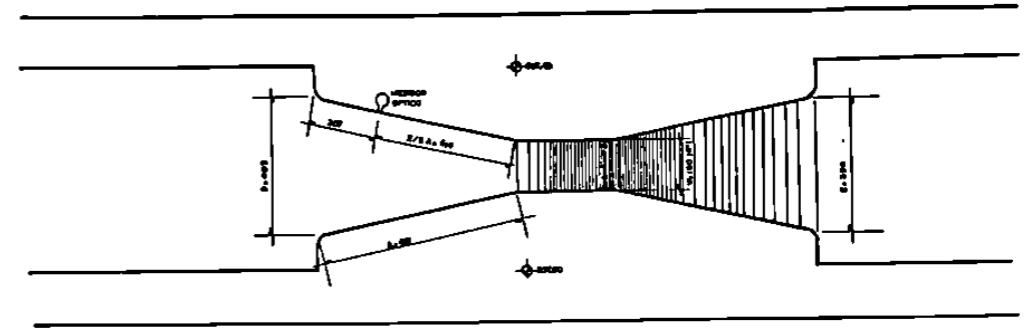
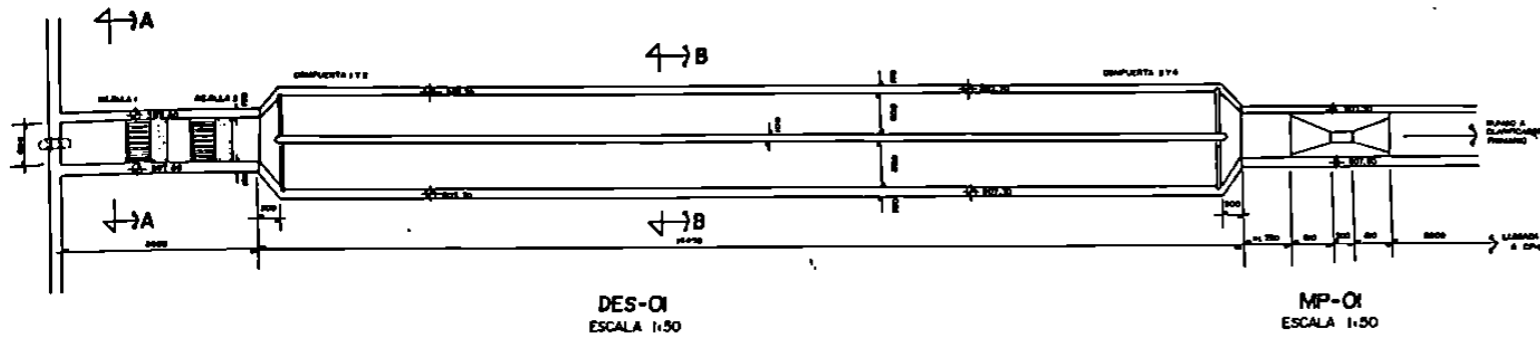


DIMENSIONES (MM)

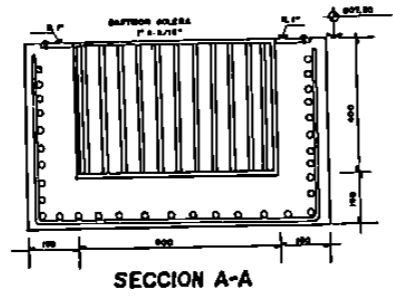
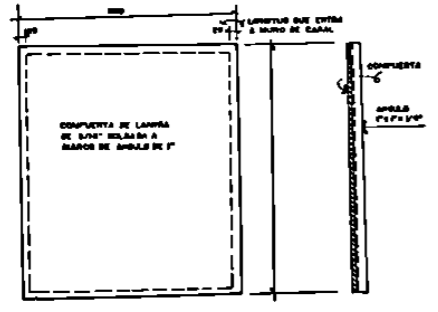
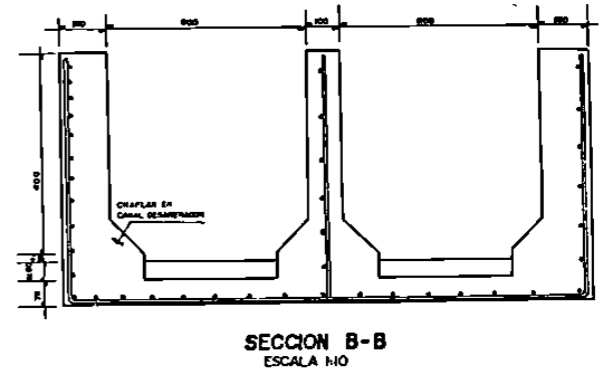
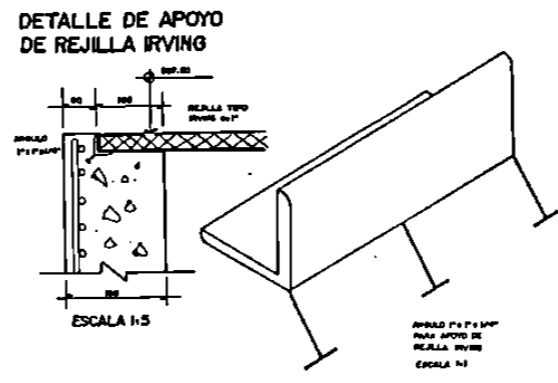
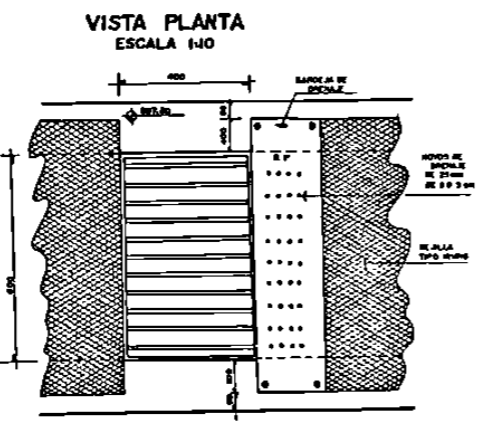
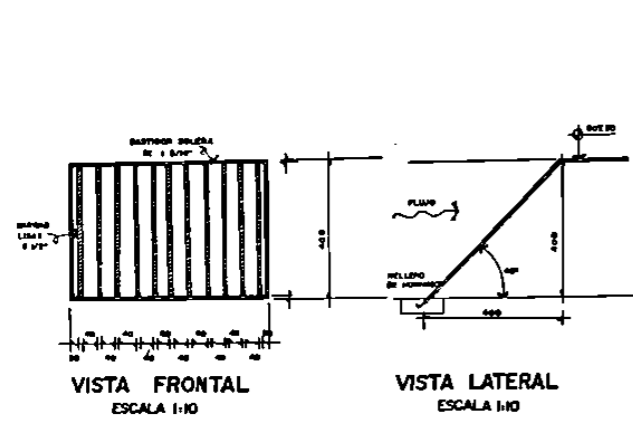
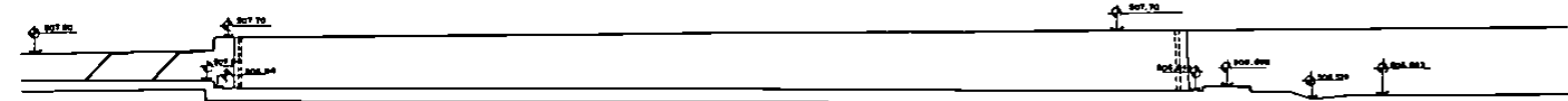
F = 223	R = 96
H = 217	S = 280
J = 673	T = 250
K = 738	U = 23
L = 251	V = 390
M = 177	W = 300
N = 200	X = 100
P = 650	Y = 0
Q = 361	

MARCA: FLYGT
 MODELO: CP3K27LT
 N.P.: 10
 R.P.M.: 1450
 MOTOR: 5,9 KW
 PESO APROX.: 190 KG

DESARENADOR Y MEDIDOR PARSHALL

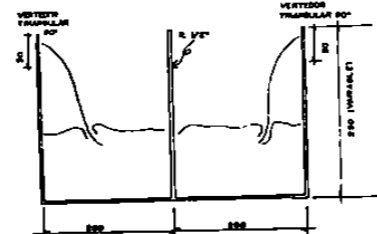
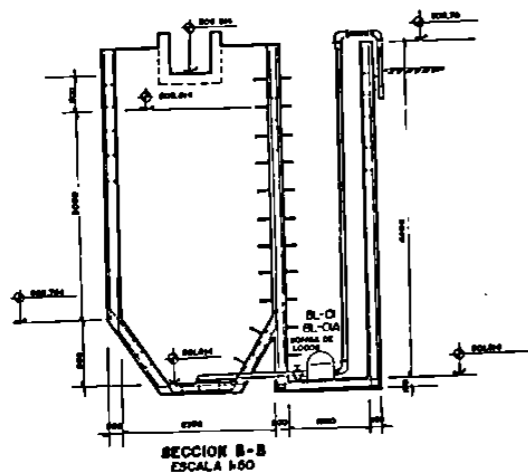
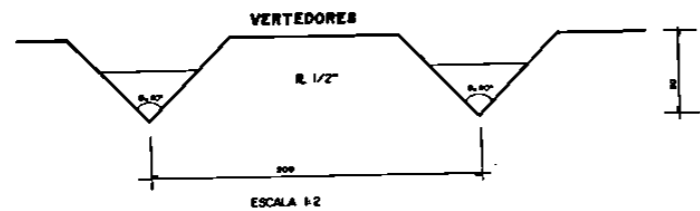
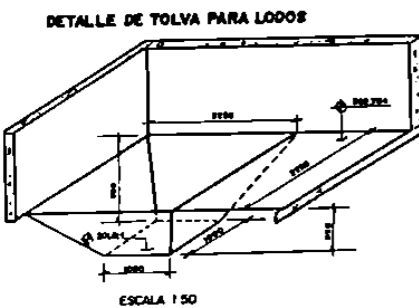
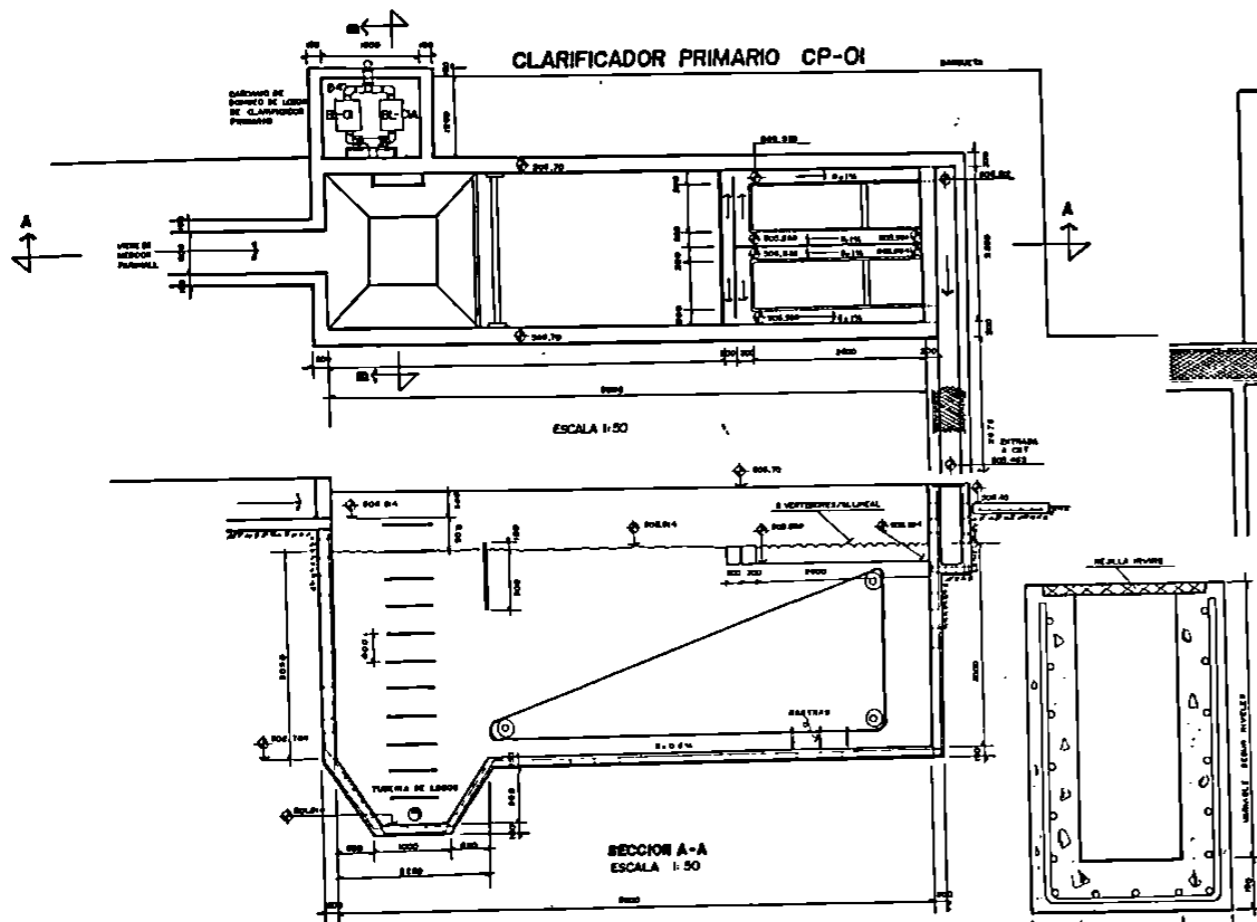


PLANTA Y SECCION TRANSVERSAL
MEDIDOR PARSHALL
ESCALA 1:10

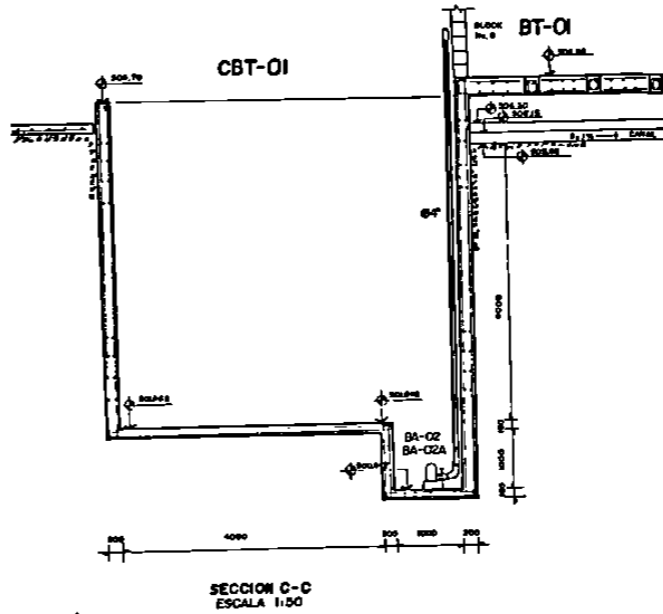
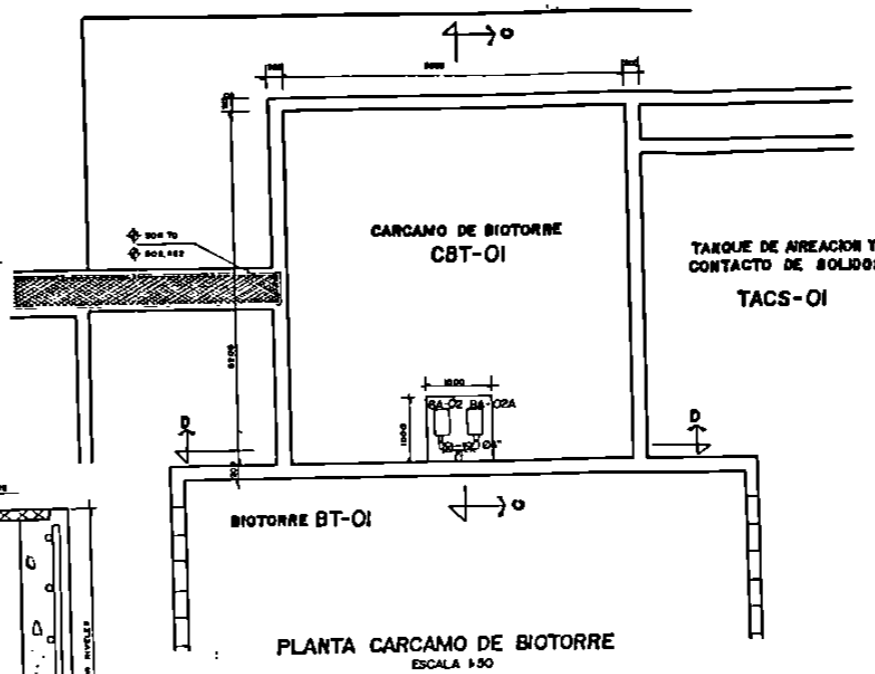


- NOTAS:
1. MATERIALES:
 - CONCRETO $f_c = 200 \text{ kg/cm}^2$
 - ACERO DE REFUERZO $f_s = 4000 \text{ kg/cm}^2$
 - PLANTILLA DE CONCRETO $f_c = 100 \text{ kg/cm}^2$
 2. UTILIZAR CUBIETA DE ACABADO APARTE DE SUPERFICIES VERTICALES
 3. REFORZAMIENTO ARMADO 3 mm
 4. TUBOS Y PLATAPUNAS CONCRETOS DE DIAMETRO DE 30 mm AL MENOS PRETENDI
 5. BARRIDOS DE OBRAS ADHESIVAS UTILIZANDO CE EL CEMENTO DE 700 kg/cm²
 6. EL CONCRETO DEBE APLICARSE ADIANTO IMPERMEABILIZANTE
 7. EN BOMBEO DE PULVERIZACION DEBEN VERIFICARSE DE BUENA CALIDAD DE PVC DE 2"
 8. LAS TUBERIAS DE CONCRETO SON LAS NORMAS PRECISAMENTE DISEÑADAS EN PLANO

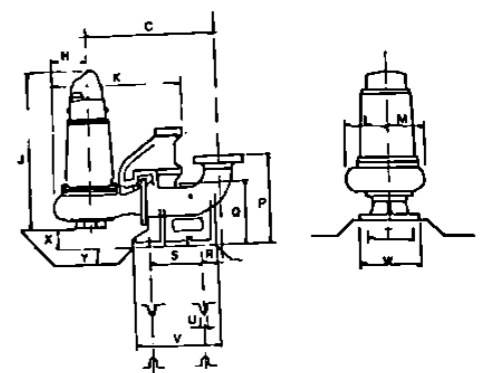
CLARIFICADOR PRIMARIO (CP-01)



CARCAMO DE BIOTORRE (CBT-01)



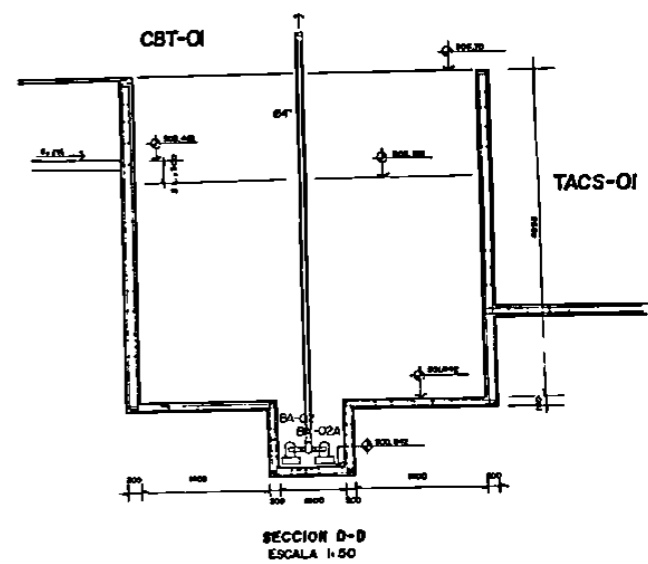
BOMBAS DE ALIMENTACION BA-02 Y BA-02A



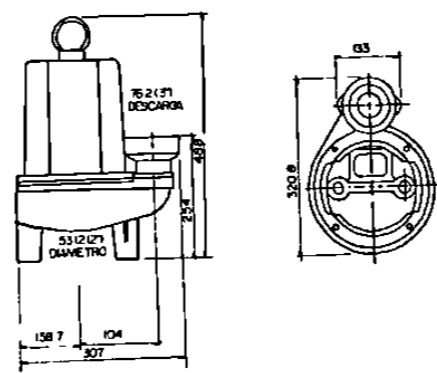
DIMENSIONES EN MM

C=806	R=86
H=217	S=280
J=673	T=250
K=738	U=23
L=25	V=390
P=450	W=310
Q=38	X=105
M=177	Y=0

MARCA: FLYGHT
 MODELO: CP 312TLT
 H.P.: 10HP
 R.P.M.: 1450
 MOTOR: 5.9KW
 PESO APROX: 180 Kg



BOMBAS PARA LODOS BL-01 Y BL-01A



MARCA: BARNES BARNESA

MODELO: 33E-101

TAMANO DESCARGA: 5"

PASO DE ESFERA: 2"

H.P.: 1

R.P.M.: 1750

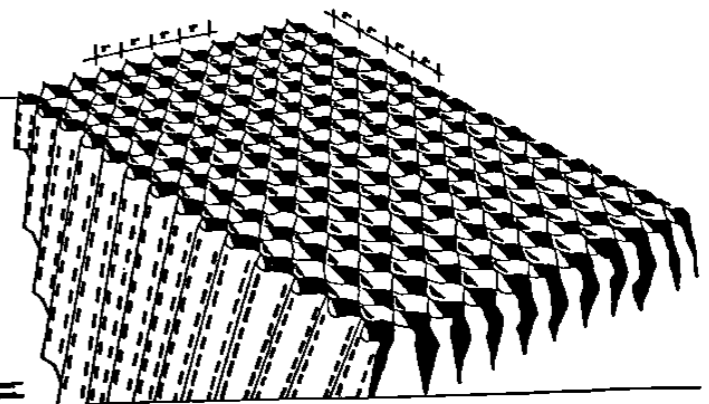
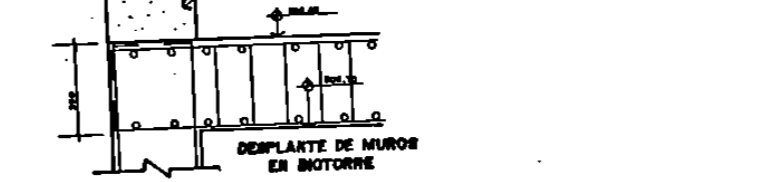
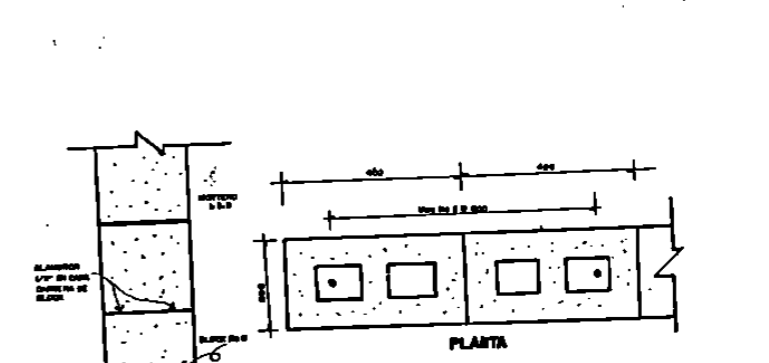
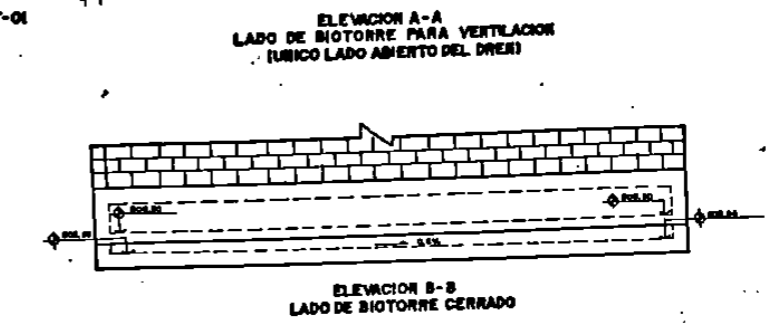
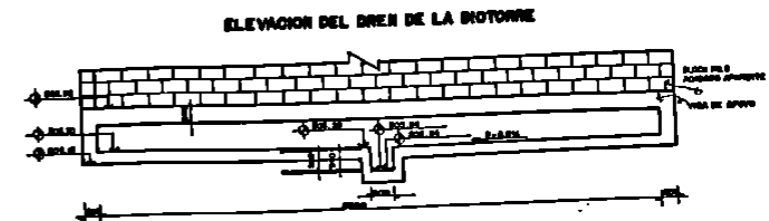
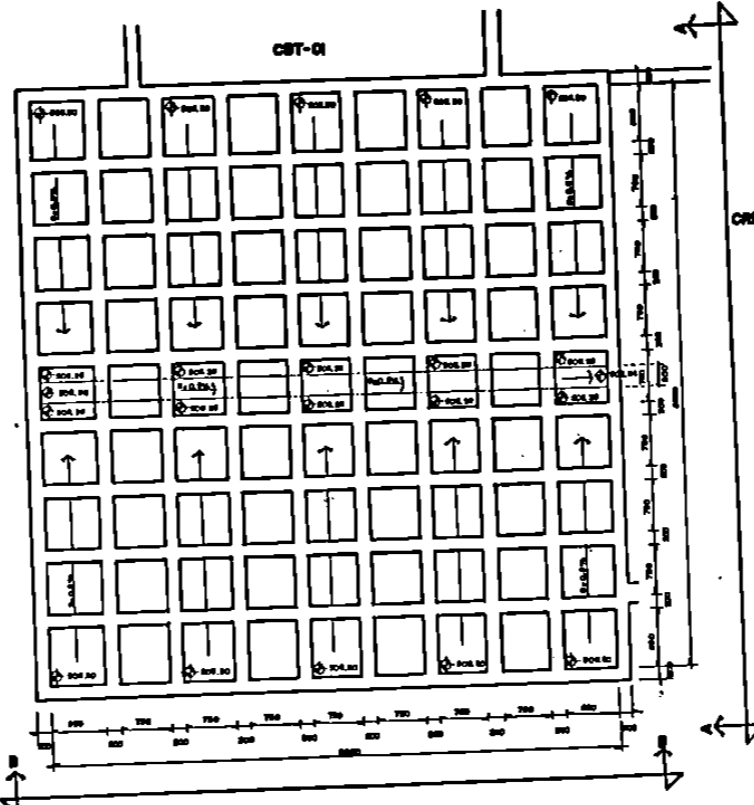
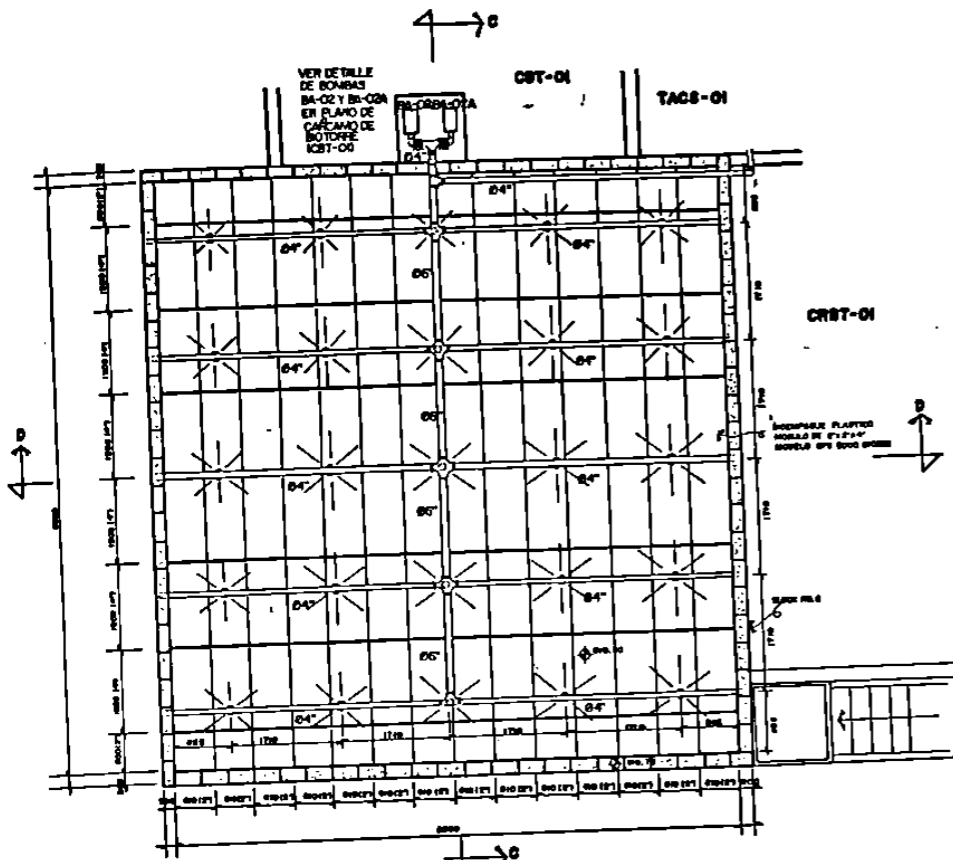
MOTOR/FUSES: 5

VOLTS: 220

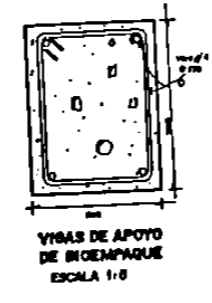
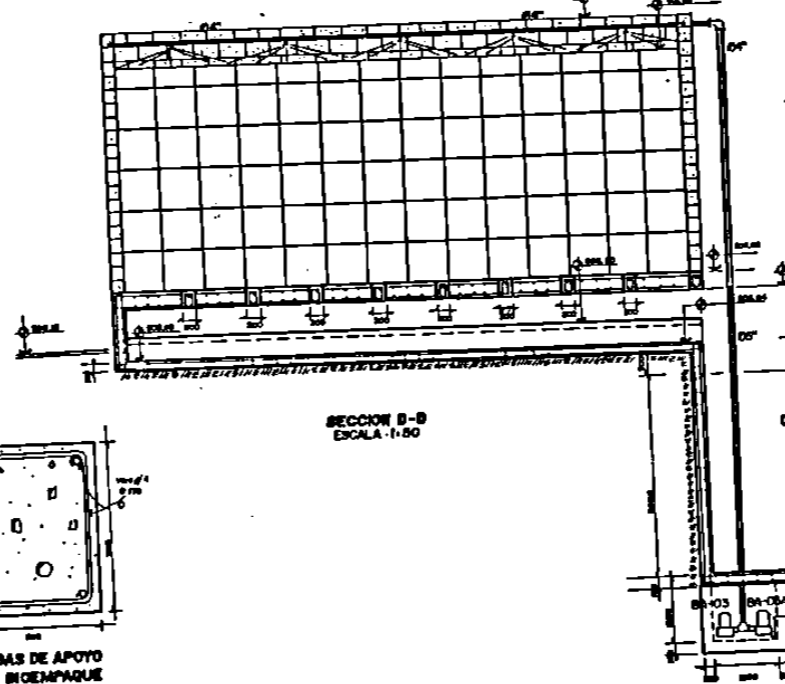
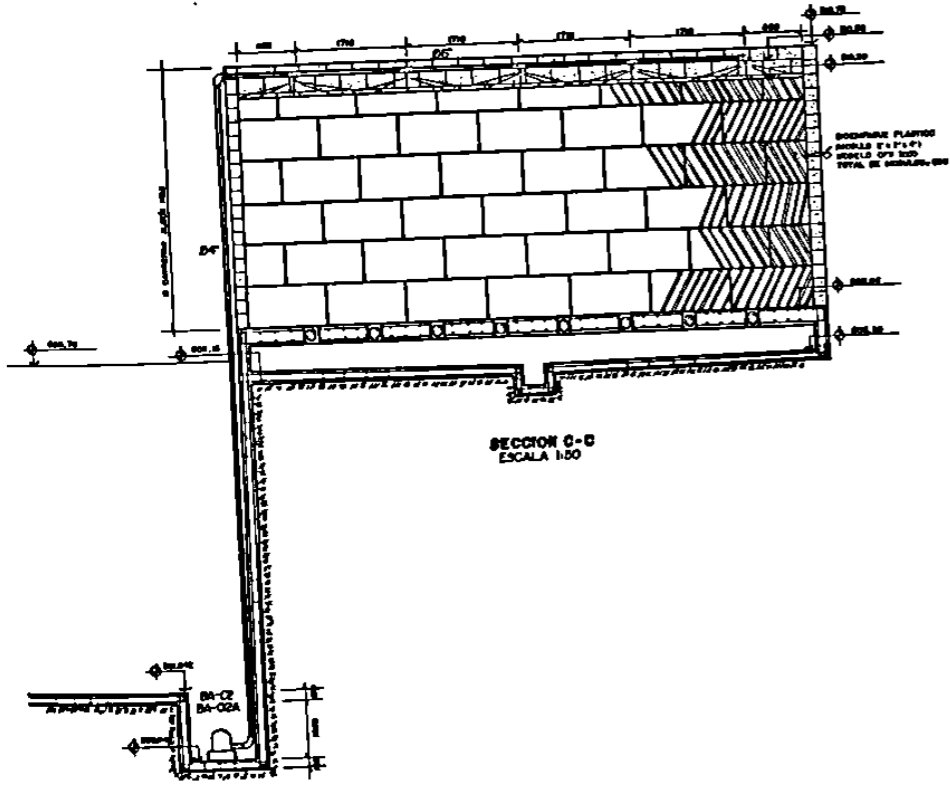
MAX AMP: 17.2

PESO APROX: 38Kg

BIOTORRE BT-01

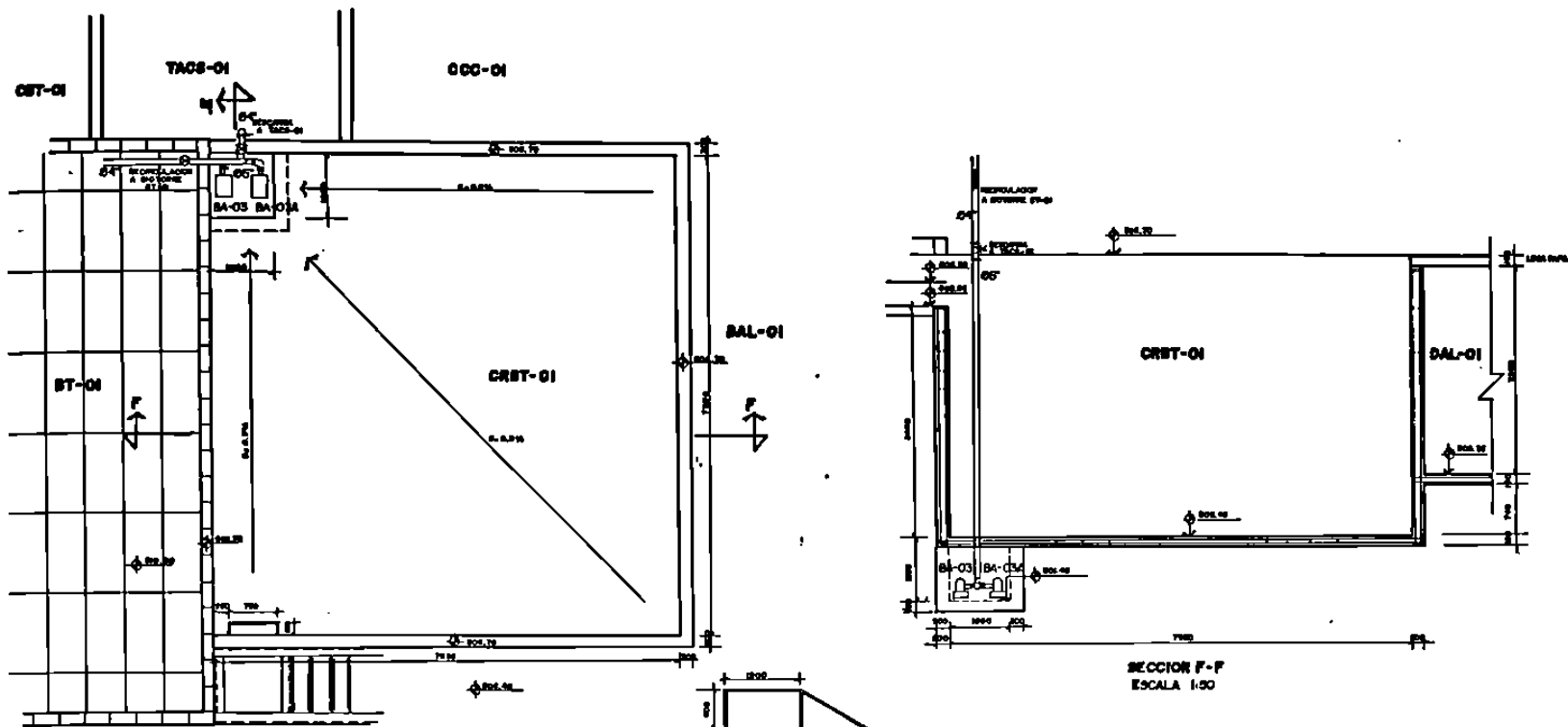


BIOEMPAQUE BIODEK
 MODULOS A BASE DE HOJAS SINTETICAS CORRUGADAS DE PVC
 (MODULOS DE 2' DE ANCHO x 4' DE LARGO x 2' DE ALTURA)

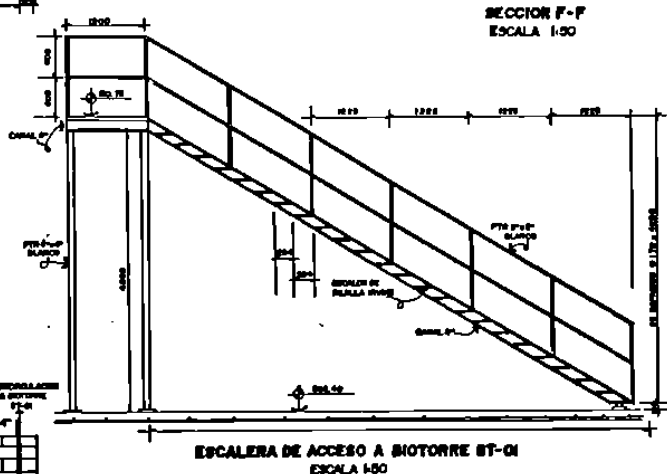


VER DETALLE DE BOMBAS BA-02 Y BA-03A EN PLANO DE CIRCUNFERENCIA DE BIOTORRE BT-01

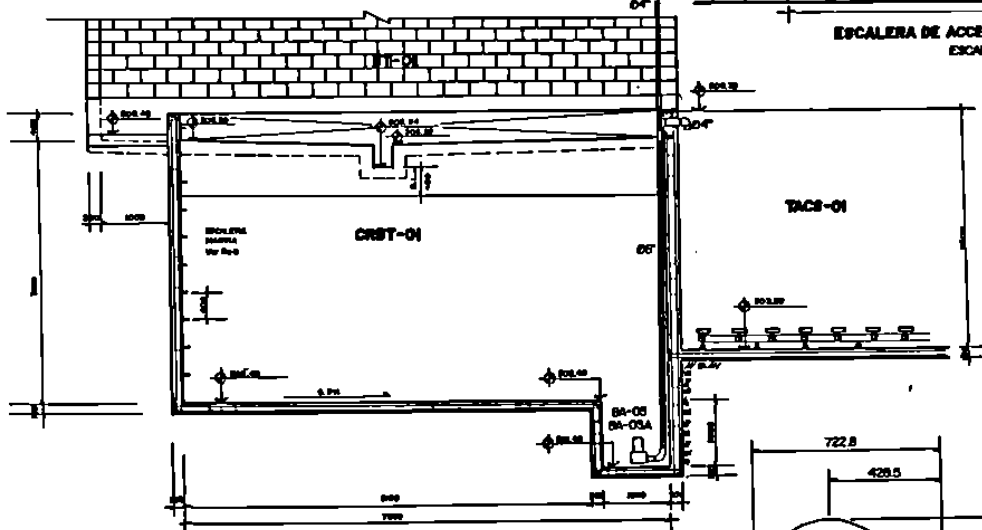
CARCAMO DE RECIRCULACION DE LA BIOTORRE CRBT-01



PLANTA DE CARCAMO DE RECIRCULACION DE LA BIOTORRE (CRBT-01) ESCALA 1:50

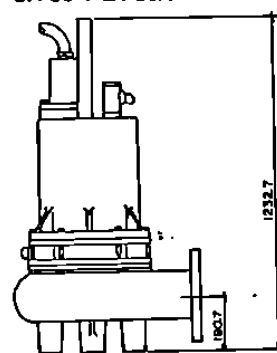


ESCALERA DE ACCESO A BIOTORRE BT-01 ESCALA 1:50

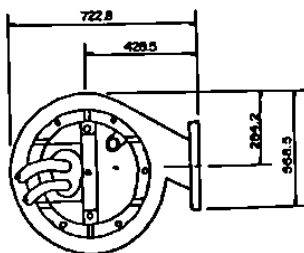


SECCION E-E ESCALA 1:50

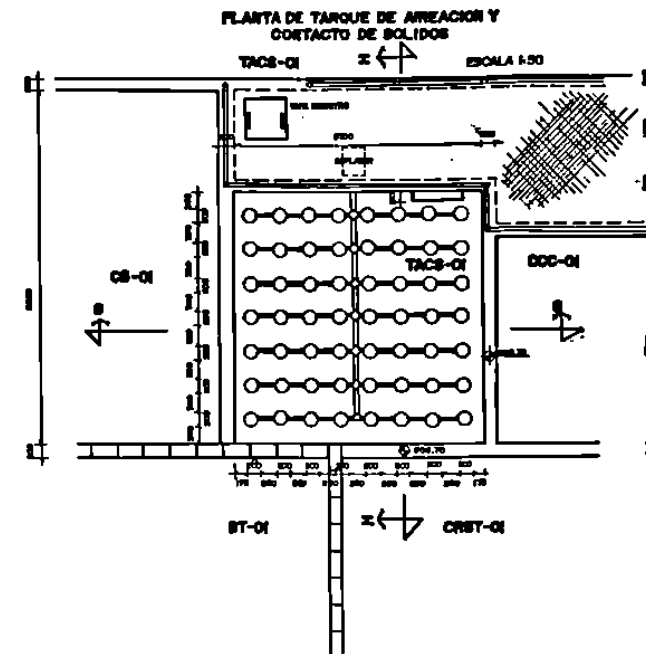
BOMBA DE ALIMENTACION BA-03 Y BA-03A



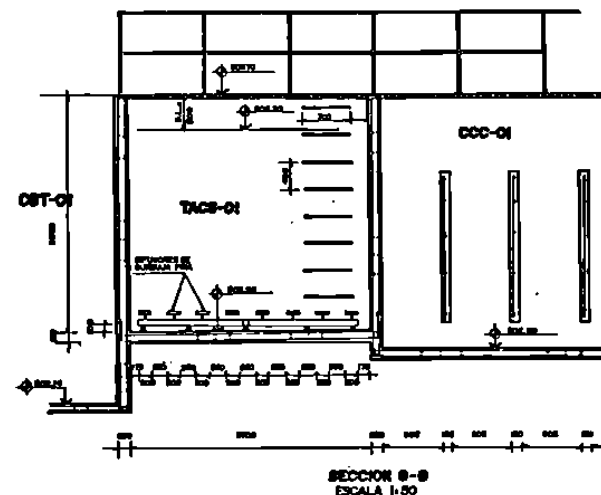
MARCA: BARNES BARNESA
 MODELO: BSE24Q34L
 FASES: 3
 HP: 24
 R.P.M.: 1750
 PESO (KG): 421



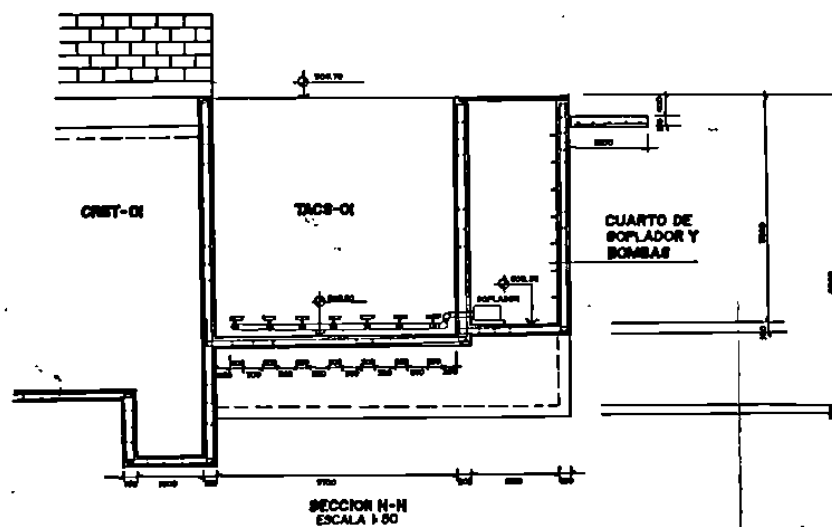
TANQUE DE AIREACION Y CONTACTO DE SOLIDOS TACS-01



PLANTA DE TANQUE DE AIREACION Y CONTACTO DE SOLIDOS TACS-01 ESCALA 1:50

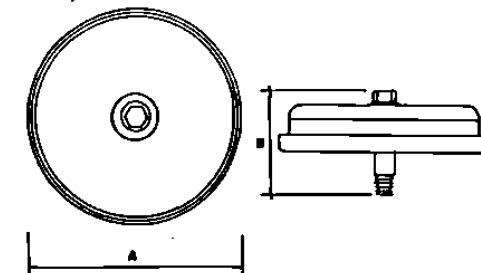


SECCION B-B ESCALA 1:50



SECCION H-H ESCALA 1:50

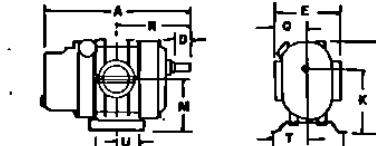
DIFUSORES DE BURBUJA FINA



CERAMIC DOME SERIES	THREAD NPT	A	B	FLOW RANGE (CFM)
FBP-775	1/4"	7 1/2"	3 9/16"	0.5 - 2.0

DIFUSORES: MODELO: FBP-775
 MATERIA: P.P.P.
 ALTURA: 3 1/2"
 PULG.: 1 CM
 MARCA: BARNES B.

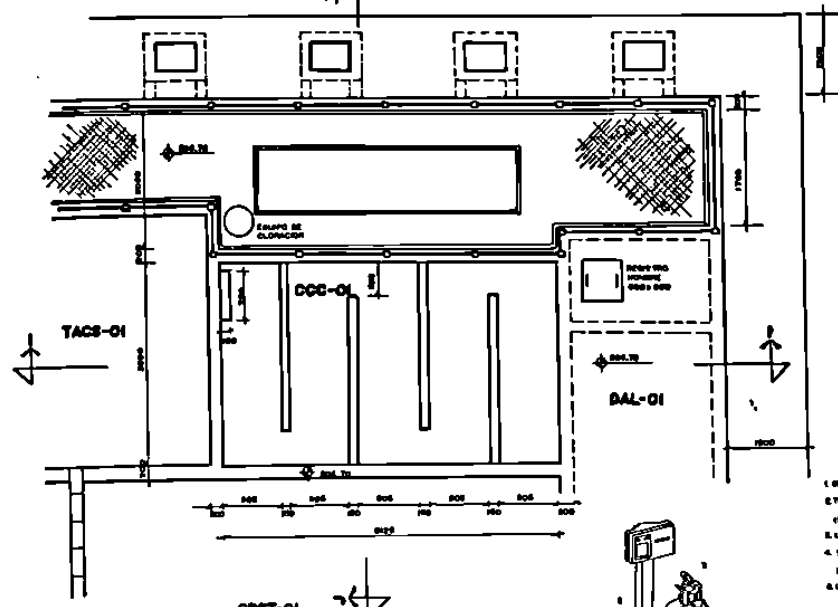
SOPLADOR



ESPECIFICACIONES
 MARCA: DUROFLOW
 MODELO: 3004 (30 SERIES)
 CFM: 125.00
 PSI: 8
 R.P.M.: 4000
 BHP: 8.8 HP

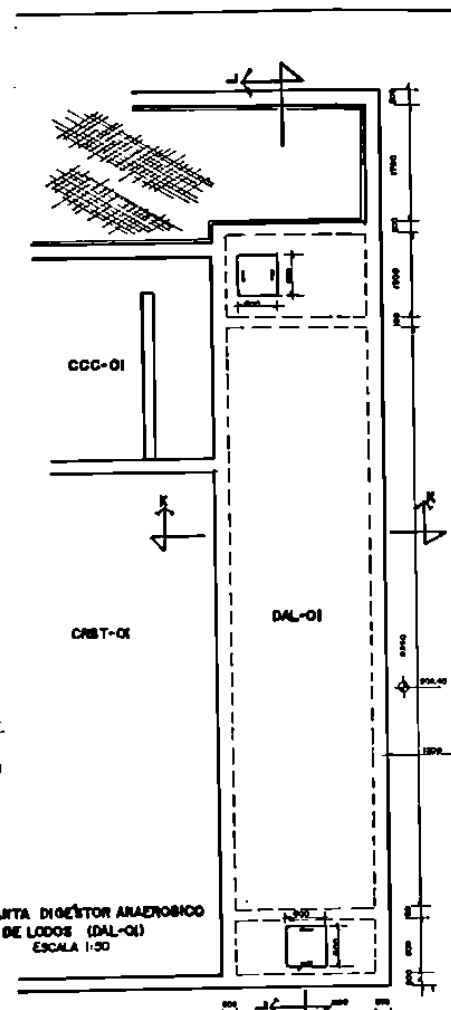
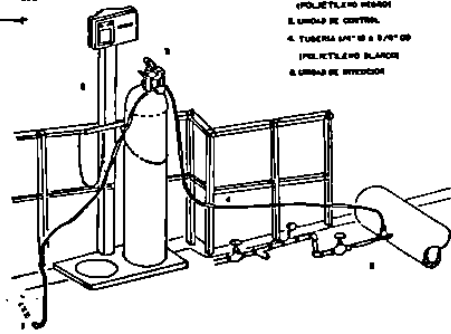
DIMENSIONES
 A= 16.64" (422.66 mm)
 B= 8.62" (219.35 mm)
 C= 2.00" (50.80 mm)
 D= 8.62" (219.35 mm)
 E= 4.00" (101.60 mm)
 H= 8.00" (203.20 mm)
 K= 8.00" (203.20 mm)
 M= 6.50" (165.10 mm)
 N= 8.30" (210.90 mm)
 Q= 4.31" (109.47 mm)
 T= 4.60" (116.83 mm)
 U= 2.00" (50.80 mm)

CAMARA DE CONTACTO DE CLORO (CCC-01)



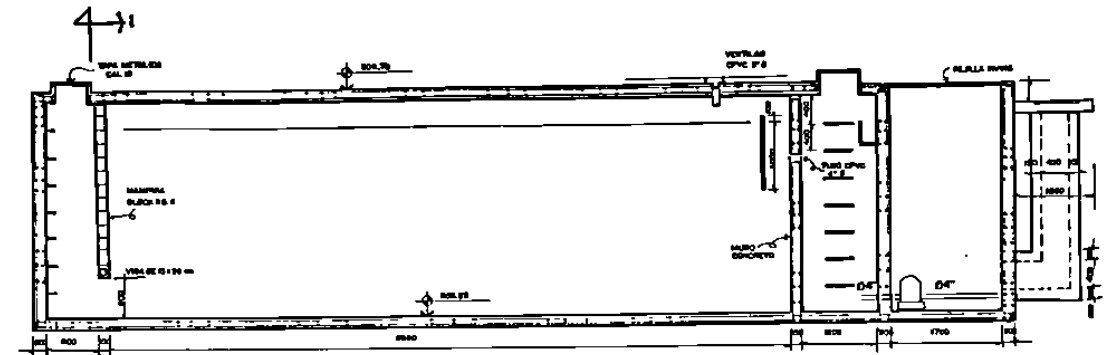
PLANTA CAMARA DE CONTACTO DE CLORO (CCC-01) ESCALA 1:50

- 1. ESCAMA DE CLORO
- 2. TUBERIA 8" x 8" con 10'
- 3. FOLLETALE HERRADO
- 4. UNIDAD DE CONTROL
- 5. TUBERIA 4" x 4" x 8" x 10'
- 6. FOLLETALE BLANCO
- 7. UNIDAD DE INYECCION

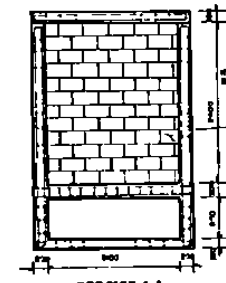


PLANTA DIGESTOR ANAEROBICO DE LODOS (DAL-01) ESCALA 1:50

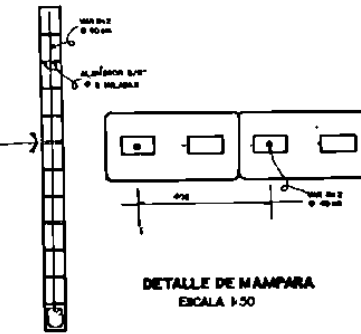
DIGESTOR ANAEROBICO DE LODOS (DAL-01)



SECCION L-L ESCALA 1:50

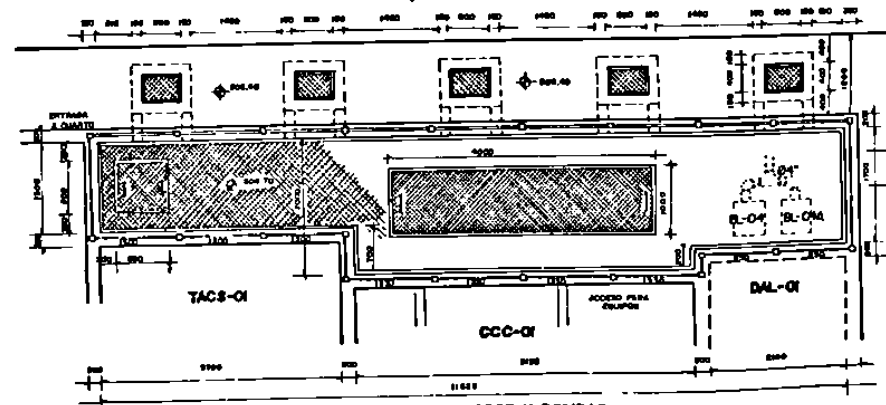


SECCION I-I ESCALA 1:50

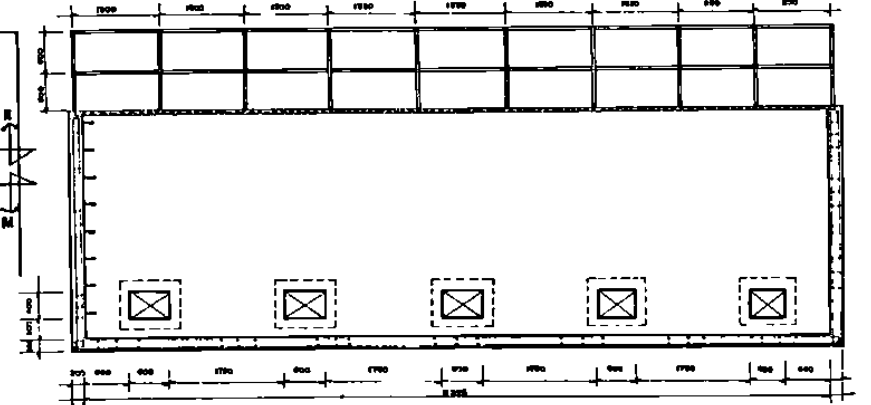


DETALLE DE MAMPARA ESCALA 1:50

CUARTO DE SOPLADOR Y BOMBAS

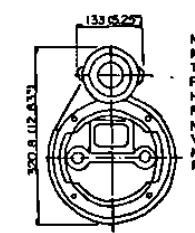
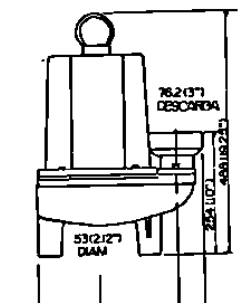


PLANTA CUARTO DE SOPLADOR Y BOMBAS ESCALA 1:50

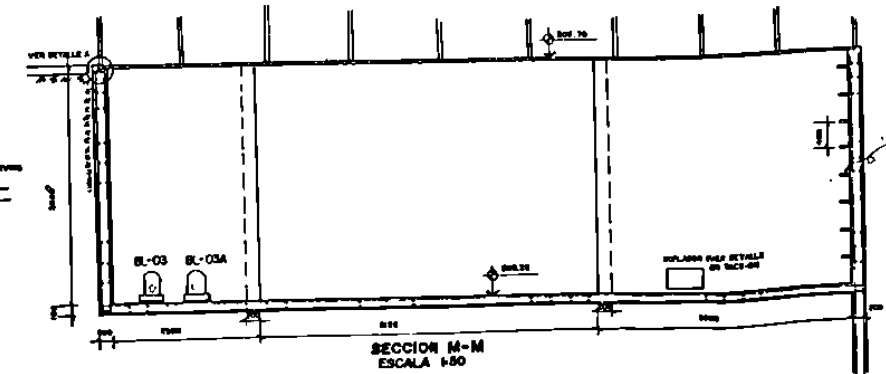


SECCION N-N ESCALA 1:50

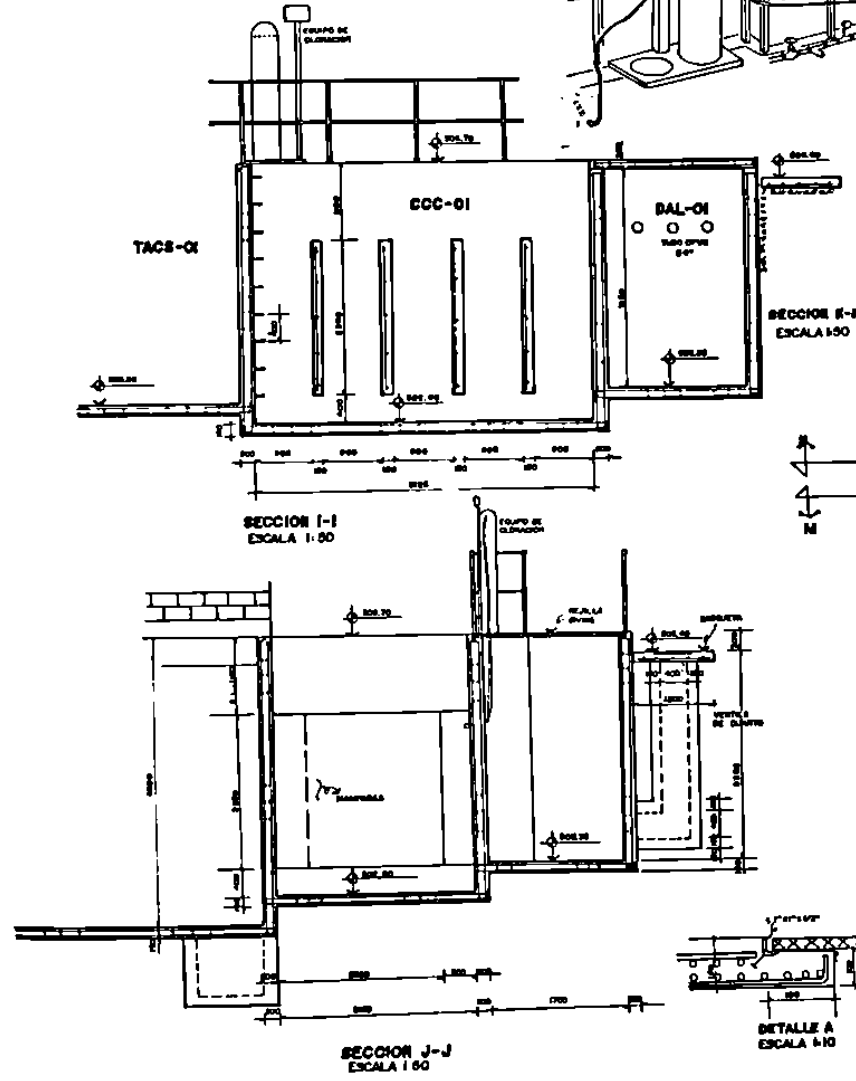
BOMBA PARA LODOS BL-03 Y BL-03A



MARCA: BARNES BARNESA
 MODELO: 39E51
 TAMAÑO OJOS: 3"
 PASO DE ESPERA: 2"
 R.P.M.: 1750
 MOTOR FASES: 1
 VOLTS: 110
 MAX ANOS: 8.6
 PESO APROX 84kg 35



SECCION M-M ESCALA 1:50

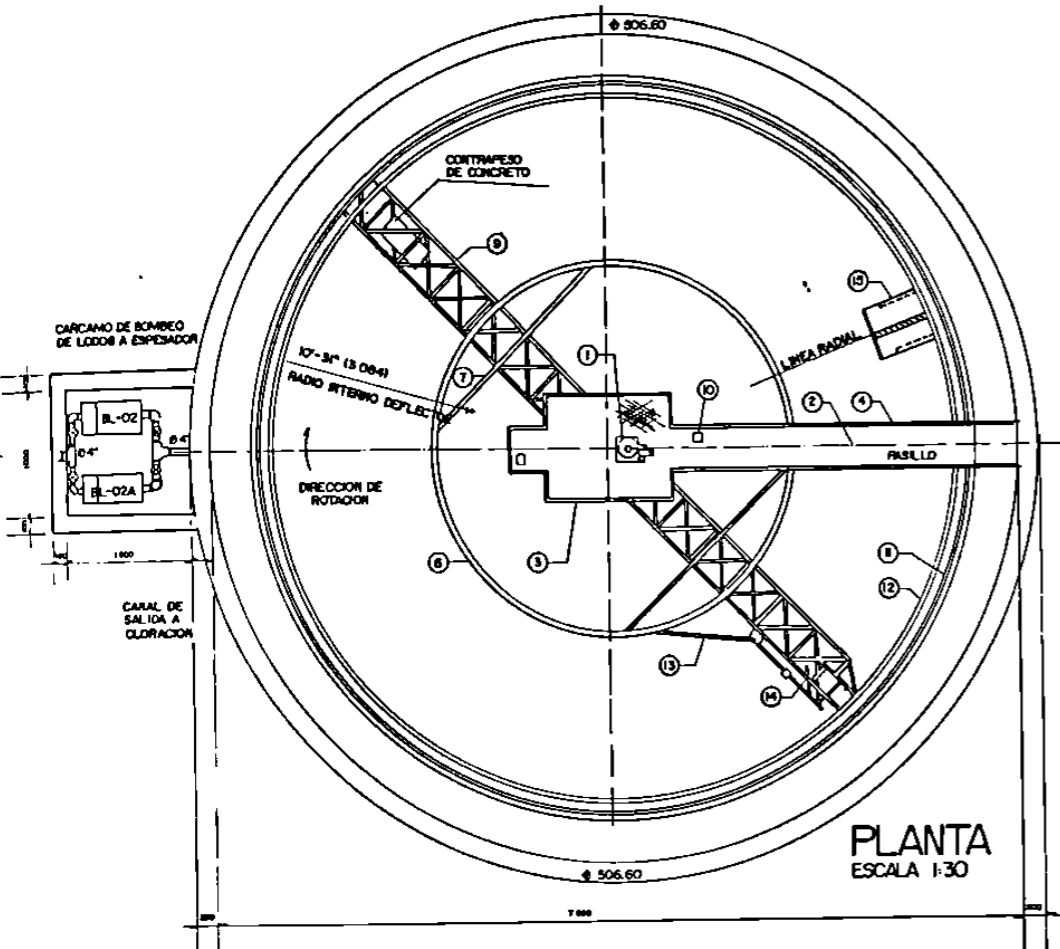


SECCION I-I ESCALA 1:50

SECCION J-J ESCALA 1:50

DETALLE A ESCALA 1:10

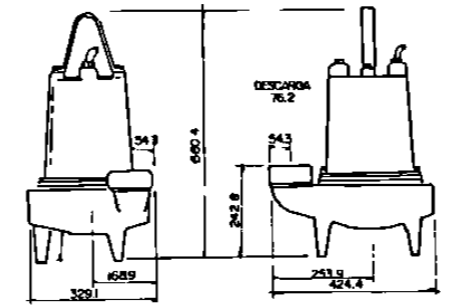
CLARIFLOCULADOR



LISTA DE EQUIPO EN CLARIFLOCULADOR

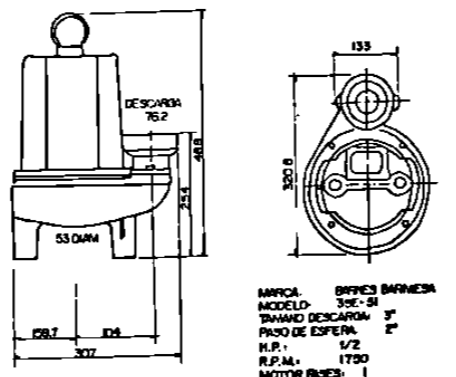
- 1 UNIDAD DE ACCIONAMIENTO CON APARATO DE CONTROL PARA MOMENTO DE TORSION (FUERZA DE TORSION)
- 2 PASILLO DE ACCESO
- 3 PLATAFORMA
- 4 PASAMANOS 42" DE ALTURA DOBLE BARRANDILLA CON PLACA 1/4" x 4
- 5 COLUMNA CENTRAL DE LLEGADA DEL INFLUENTE (PORTADORA DEL INFLUENTE) CON PARED DE 1/4" DE ESPESOR DIAMETRO DE COLUMNA DE 8"
- 6 DEFLECTOR DEL FLOCULADOR DE PLACA DE 3/16"
- 7 SOPORTE DE DEFLECTOR DE FLOCULADOR
- 8 JALA PROTECTORA PARA LA UNIDAD DE ACCIONAMIENTO
- 9 2 RASTRAS ARMADAS (PUEDEN SER AJUSTABLES)
- 10 2 MEZCLADORES MECANICOS
- 11 PLACA DE 3/16" DE PROFUNDIDAD CON VERTEDOR DE 90°
- 12 DEFLECTOR MENOR DE 3/16" DE PROFUNDIDAD CON SOPORTES
- 13 BARRA DESHATADORAS CON SOPORTES
- 14 RASCADOR
- 15 DISPOSITIVO DE DENACIAS A BASE DE 2 SOPORTES CON SALIDA DE 6"
- 16 DISPERSION DE COAGULANTES EN FLOCULADOR

BOMBAS PARA LODOS BL-02 Y BL-02A



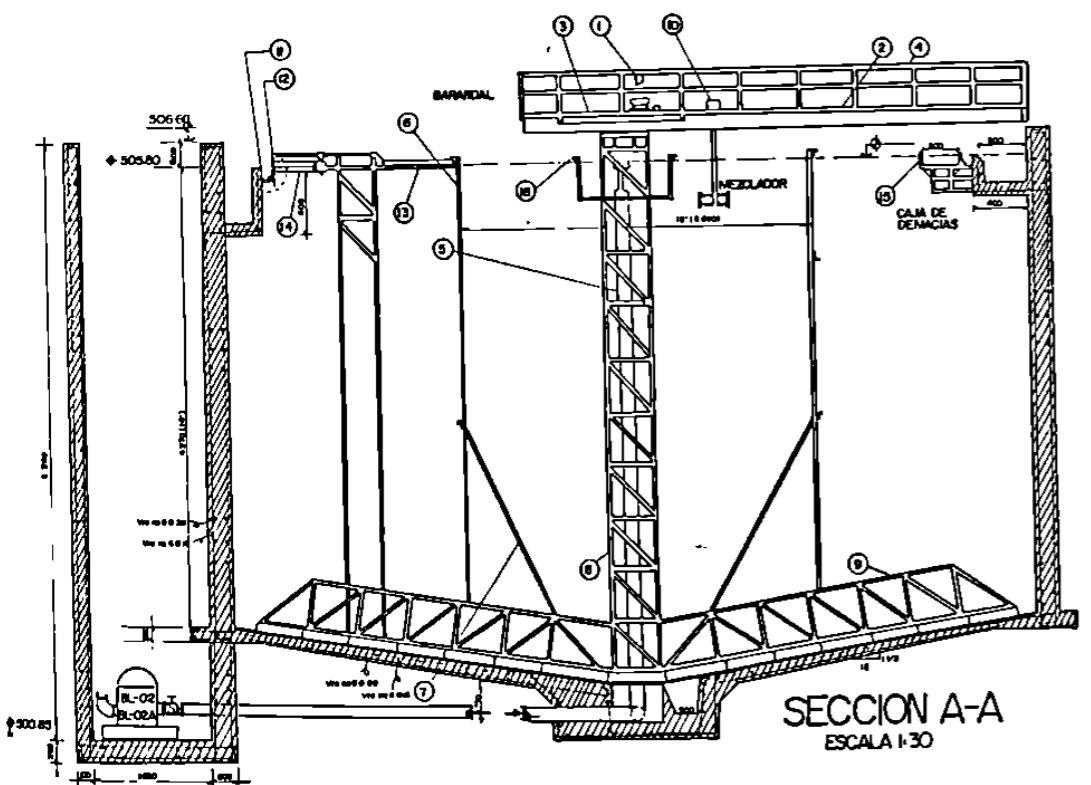
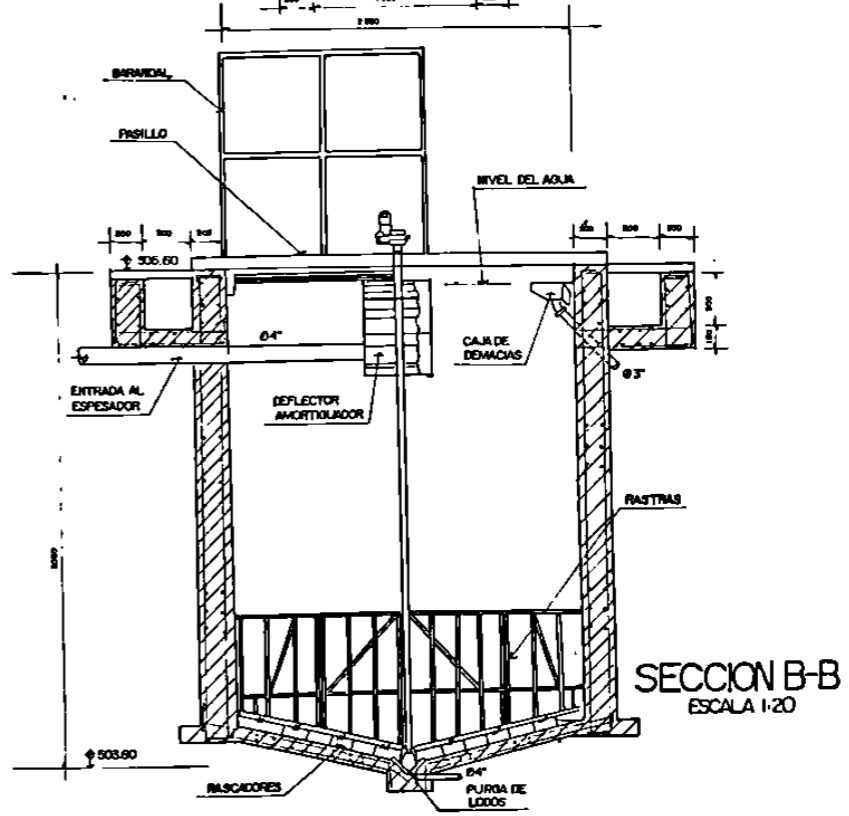
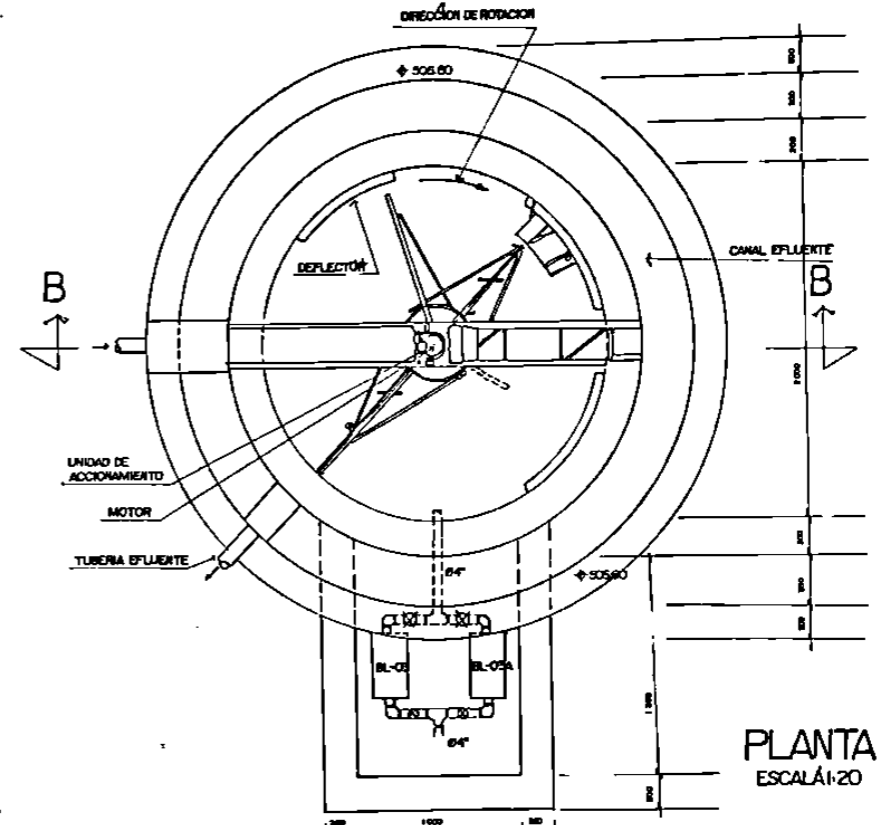
MARCA: BARRIS BARNESA
 MODELO: 35E-204
 TAMAÑO DESCARGA: 3"
 PASO DE ESFERA: 2 1/2"
 H.P.: 2
 R.P.M.: 1750
 MOTOR FASES: 3
 VOLTS: 440
 MAX AMP: 7
 PESO APROX: 80 Kg

BOMBAS PARA LODOS BL-03 Y BL-03A

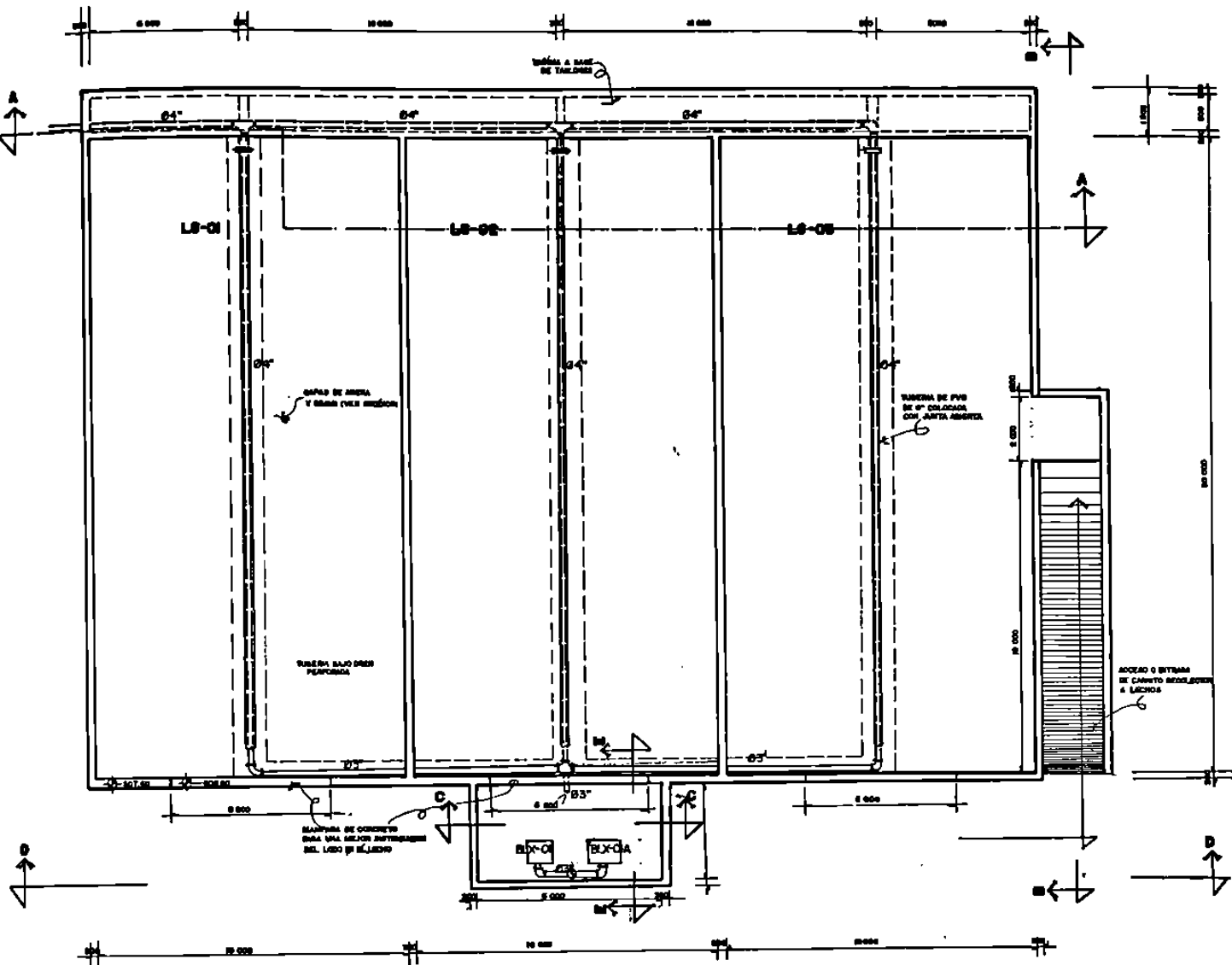


MARCA: BARRIS BARNESA
 MODELO: 35E-31
 TAMAÑO DESCARGA: 3"
 PASO DE ESFERA: 2"
 H.P.: 1/2
 R.P.M.: 1750
 MOTOR FASES: 1
 VOLTS: 110
 MAX AMP: 11.6
 PESO APROX: 35 Kg

ESPESADOR DE LODOS

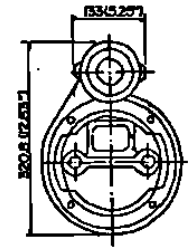
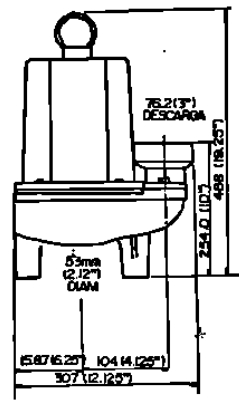


LECHOS DE SECADO

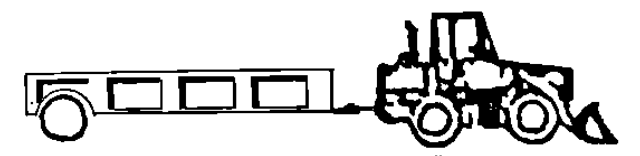


PLANTA LECHOS DE SECADO
ESCALA 1/100

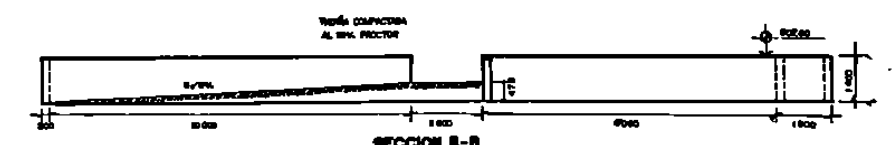
BOMBA PARA LIXIVIADOS
BLX-01 Y BLX-0A



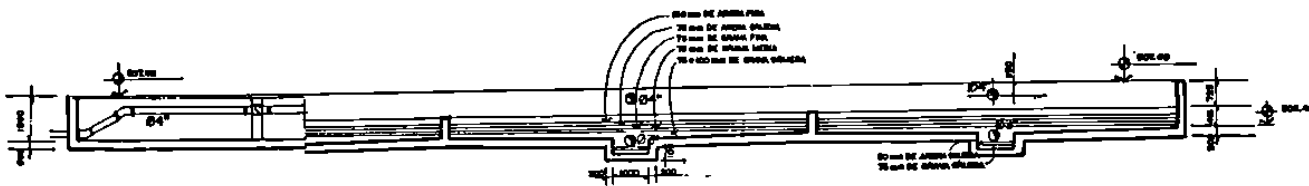
MARCA: BARNES BRMESA
 MODELO: 3SE101
 TAMAÑO DESCARGA: 2"
 RASO DE ESFERA: 2"
 H.P.: 1
 R.P.M.: 1750
 MOTOR FASES: 1
 VOLTS: 220
 MAX AMPS: 17.2
 PESO APROX: 38 Kg



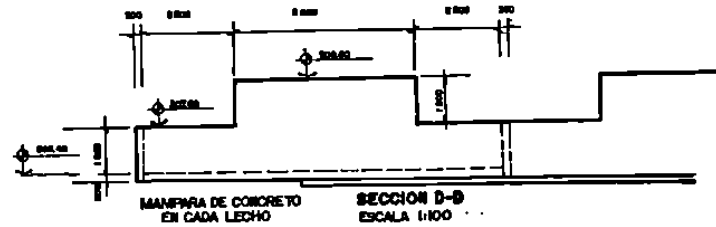
CARRITO PARA RECOLECCION
DE Lodos



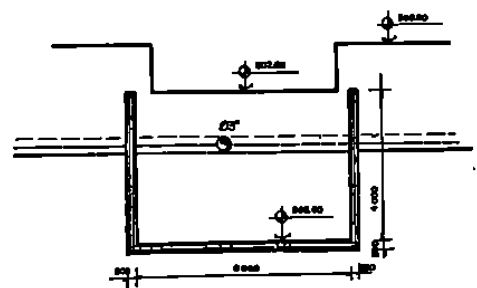
SECCION B-B
ACCESO DE CARRITO
A LECHOS DE SECADO
ESCALA 1/100



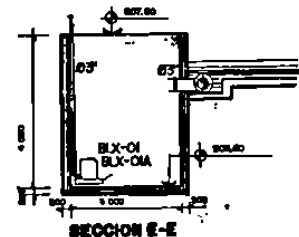
SECCION A-A
ESCALA 1/100



MANTERA DE CONCRETO
EN CADA LECHO
SECCION D-D
ESCALA 1/100



SECCION C-C
CARGAMO DE LIXIVIADOS
ESCALA 1/50



SECCION E-E
CARGAMO DE LIXIVIADOS
ESCALA 1/50

CAPITULO IX

CONCLUSIONES

CAPÍTULO IX

CONCLUSIONES

De acuerdo con la recopilación de información relativa al proceso TF/SC y a las bases de diseño, se llegó a las siguientes conclusiones:

- 1.- El proceso ha probado su eficacia para utilizarlo en una variedad de situaciones tanto en plantas grandes, como en plantas pequeñas, en climas fríos y en climas cálidos, así como también ha sido probado con una gran variedad de requerimientos en el efluente.
- 2.- En lugares donde se han construido recientemente plantas de tratamiento, el proceso TF/SC con medio plástico es muy competitivo en costos y utiliza menos área (espacio) que en otros tipos de plantas, como por ejemplo plantas con contactores biológicos rotativos, que otra modalidad de tratamiento con biomasa fija.
- 3.- Los filtros del proceso TF/SC mejoran los tradicionales de roca.
- 4.- La efectividad del tratamiento primario, tiene influencia sobre el desempeño del proceso. El nivel de sólidos suspendidos en el efluente primario afecta la calidad del efluente final. Un diseño hidráulico eficiente, aún y durante los flujos pico.
- 5.- Se pueden mejorar diseños con medios plásticos como bioempaque de la biotorre (por ejemplo el medio CF) y se obtiene una reducción significativa en tamaño y costo del filtro percolador.
- 6.- El tanque ACS puede ser extremadamente efectivo en la remoción de DBO soluble y permite altas cargas en el filtro percolador (ya que éste funciona como un desbaste de la DBO lo que nos produce un tanque ACS de menor tamaño).

- 7.- Los requerimientos de floculación, si es que hay, deben considerar tanto el tiempo de contacto en el tanque ACS y el tiempo de residencia en el floculador central del tanque clarifloculador.
- 8.- Las características del diseño del Clarifloculador produce una alta calidad en la composición del efluente.
- 9.- La experiencia con operaciones de plantas con el proceso TF/SC muestra niveles de requerimientos de efluente usualmente con un margen confortable de seguridad.
- 10.- La evolución continua de los procesos TF/SC conduce a una reducción en el tamaño de los elementos del proceso, lo cual es menos costoso.

Acerca de los medios plásticos que se pueden emplear en las bitorres como proceso de biomasa se tiene que:

- 1.- El medio CF lleva a cabo una mayor remoción de la DBO, más que los medios VF y un medio al azar.
- 2.- La profundidad de la bitorre o medio plástico afecta al tratamiento. A mayor profundidad, mayor eficiencia. Los datos del estudio para las curvas de desempeño caen dentro de las predicciones de la ecuación modificada de Velz.
- 3.- Las diferencias en la eficiencia de transferencia de oxígeno, no pueden parecer la principal razón de las diferencias en el desempeño de los medios. La transferencia de Oxígeno puede tener un papel muy significativo en la eficiencia del desempeño del medio para aguas residuales intensas (de carga fuerte).

- 4.- Las diferencias en el desempeño de los medios son atribuidas principalmente a las diferencias de tiempo de contacto entre la biocapa (biomasa) y el sustrato. El tiempo de contacto es afectado por las características de distribución del líquido y la tendencia del medio al taponamiento.

El proceso a utilizar en ésta planta de tratamiento es una alternativa de los muchos métodos existentes para el tratamiento de las aguas residuales domésticas sanitarias; sin embargo, el método fue elegido con la finalidad de estudiar el proceso TF/SC (Filtro Percolador / Contacto de Sólidos), el cual está descrito en uno de los capítulos de la presente tesis.

El proceso de ésta planta de tratamiento cumple debidamente con los parámetros estipulados en las Normas Oficiales Mexicanas NOM-001-ECOL-1996 y NOM-003-ECOL-1996 para reusar el agua tratada en el riego de jardines urbanos del fraccionamiento "San Andrés", por lo cual se concluye que en el tratamiento de aguas residuales sanitarias domésticas éste sistema es muy eficiente.

Este proyecto estará disponible para los habitantes del fraccionamiento, representando, una alternativa más para tratar sus aguas residuales sanitarias domésticas y reusar el agua tratada en el riego de sus áreas verdes. Éste estudio no incluye el diseño del sistema de riego.

ANEXO A

NOMOGRAMAS Y TABLAS UTILIZADAS

PROGRAMA DE LA FORMULA DE MANEJO

Consumo de Agua Potable por Tipo de Edificación y Uso de Instalaciones

Tipos de edificios o establecimiento

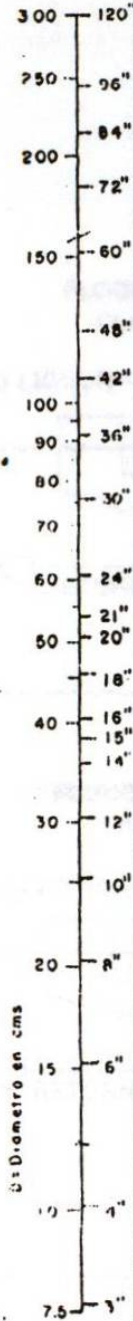
I. Residencial		
1.1 Popular :	Conex. directa red pública serv. interrumpido diario con tinaco.	250 lpd (lts.pers.día) 150 lpd (lts.pers.día)
1.3 Media (3 rec.)	Conex. directa de red pública serv. interr. diario con sistema hidroneumático o tinaco	300 - 400 lpd 200 - 300 lpd
1.4 Alta (3 a 4 rec.)	Conex. directa de red pública serv. interr. diario con hidro- neumático.	500 - 1000 lpd 350 - 500 lpd
1.5 Condominio (2 rec.)	Conex. directa de red pública serv. interr. diario con cis- terna. - Bombas hidroneumático.	250 lpd (lts.pers.día) 200 lpd (lts.pers.día)
1.6 Condominio (3 rec.)	Conex. directa de red pública serv. interr. diario con cis- terna. -Bombas hidroneumático.	300 lpd (lts.pers.día) 250 lpd (lts.pers.día)
II. Hoteles		
2.1 Cinco estrellas		750 - 1000 lpd (lts.pers.día)
2.2 Cuatro estrellas		500 - 600 lpd (lts.pers.día)
2.3 Tres estrellas		350 - 400 lpd (lts.pers.día)
2.4 Dos estrellas		300 lpd (lts.pers.día)
2.5 Una estrella		250 lpd (lts.pers.día)
2.6 Hoteles con cocina		300 - 400 lpd (lts.pers.día)
2.7 Casa de huéspedes		200 lpd (lts.pers.día)
2.8 Residencial Campestre		300 - 400 lpd (lts.pers.día)
2.9 Edificio huésped campestre		200 lpd (lts.pers.día)

NOMOGRAMA DE LA FORMULA DE MANNING

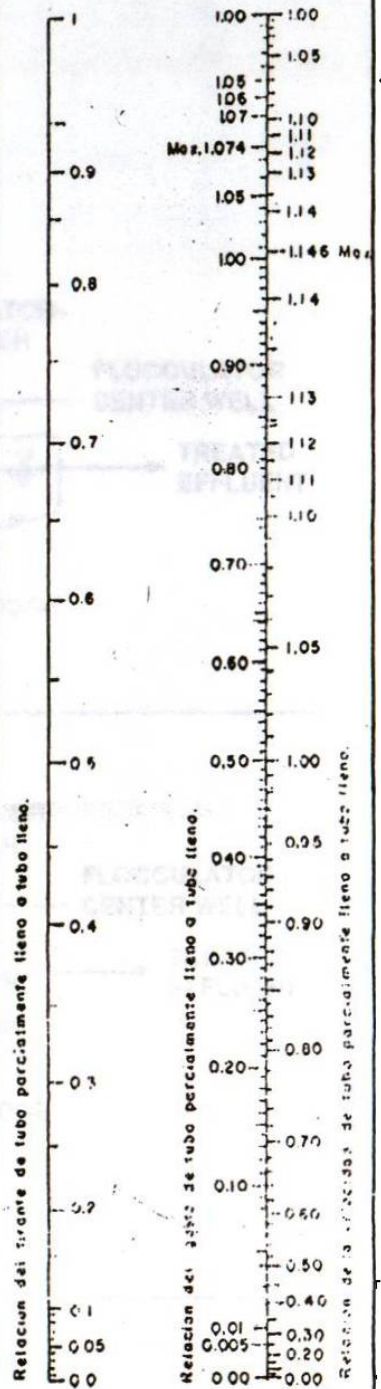
$$V = \frac{1}{n} R^{2/3} S^{1/2}$$

$$Q = \frac{0.3117}{n} D^{8/3} S^{1/2}$$

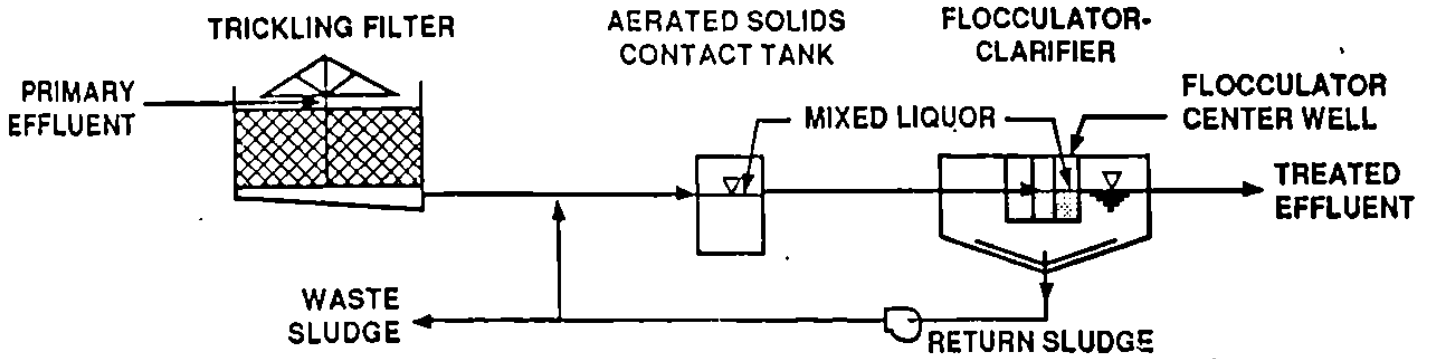
$n = 0.013$



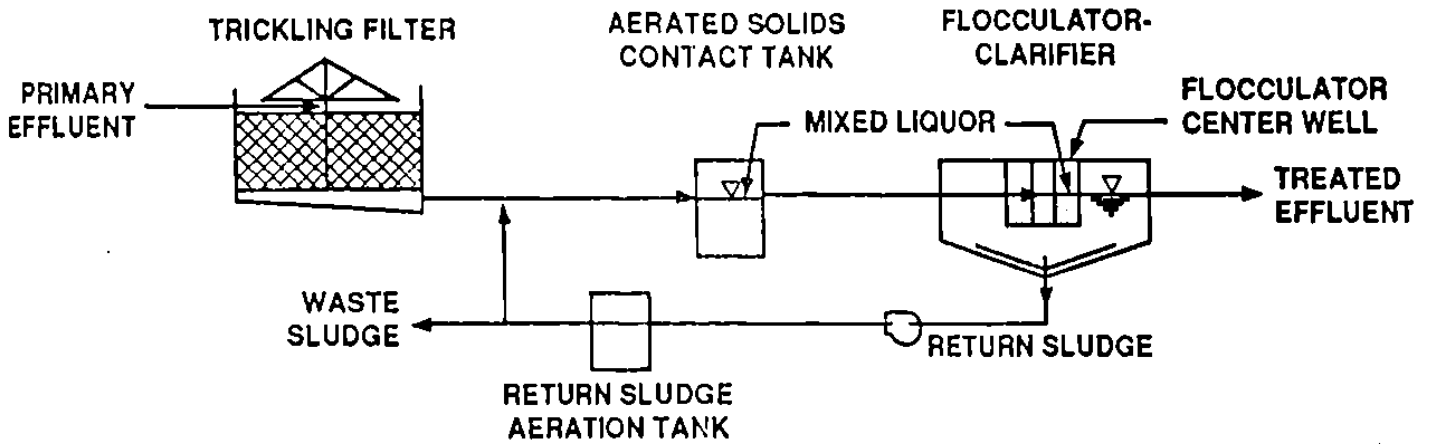
VARIACION DE LA VELOCIDAD Y DEL GASTO EN FUNCION DEL TIRANTE DEL TUBO CIRCULAR



ANEXO A.3



SOLIDS CONTACT (Mode I)



SOLIDS CONTACT/SLUDGE REAERATION (Mode III)

Figure.1 TF/SC Process Variations

Table 1 Summary of TF/SC Projects

Location	ADWF plant design flow		Monthly average effluent requirements, mg/L		TF/SC mode	Status ^a	TF media type ^b
	m ³ /sec	mgd	BOD	SS			
Corvallis, OR	0.44	10.0	10	10	III	O	R
Tolleson, AZ	0.77	17.5	30	30	III	O	P/R
Morro Bay, CA	0.11	2.4 ^c	None	70 ^d	III	O	R
Springfield, OR	0.26	6.0	30	30	II	O,P	R
Garland, TX	1.31	30.0	10	15	III	O	P
South Salt Lake City, UT	2.75	62.5	10	15	I	O	P
Eureka, CA	0.26	6.0	30	30	I	O	P
Medford, OR	0.79	18.0	20	20	I	O	P
Couer d'Alene, ID	0.26	6.0	30	30	III	O	R
Goleta, CA	0.44	10.0 ^c	None	62 ^d	III	O	P
Guyama, PR	0.44	10.0	30	30	I	C	P
Price River, UT	0.18	4.0	10	20	III	O	R
Omaha, NE	3.07	70.0	45	45	III	O	P
Fort Smith, AR	0.26	6.0	30	30	II	O	R
Monterey, CA	1.31	30.0	30	30	III	S	P
Burney, CA	0.04	1.0	40	None	III	D ^e	P
Everett, WA	0.70	16.0	30	30	I	O	R
Salem, OR	1.01	23.0	30	30	I	O	R
Boulder, CO	0.70	16.0	30	30	III	O	R
Mesa (Turner Ranches), AZ	0.18	4.0	10 ^f	10 ^f	III	O	P
Colorado Springs, CO	0.44	10.0	30	30	I	O	R
Sunnyside, WA	0.12	2.7	30	30	III	O	R
Pierre, SC	0.08	1.9	30	30	I	D ^e	P
Brookings, OR	0.04	1.0	30	30	III	D	R
Port Angeles, WA	0.18	4.0	30	30	I	D	P
Little-Englewood, CO	1.31	30	20	20	I	D	P

^aO = operating, S = startup, D = design, P = operation phased out

^bR = rock, P = plastic

^cTotal flows, these plants provide secondary treatment for only part of the flow because of ocean discharge waivers

^dOnly 70 percent removal required because of ocean discharge waiver.

^ePhased program; trickling filter to be constructed first.

^fDesign objective to meet turbidity requirement of 1 NTU; includes tertiary filtration.

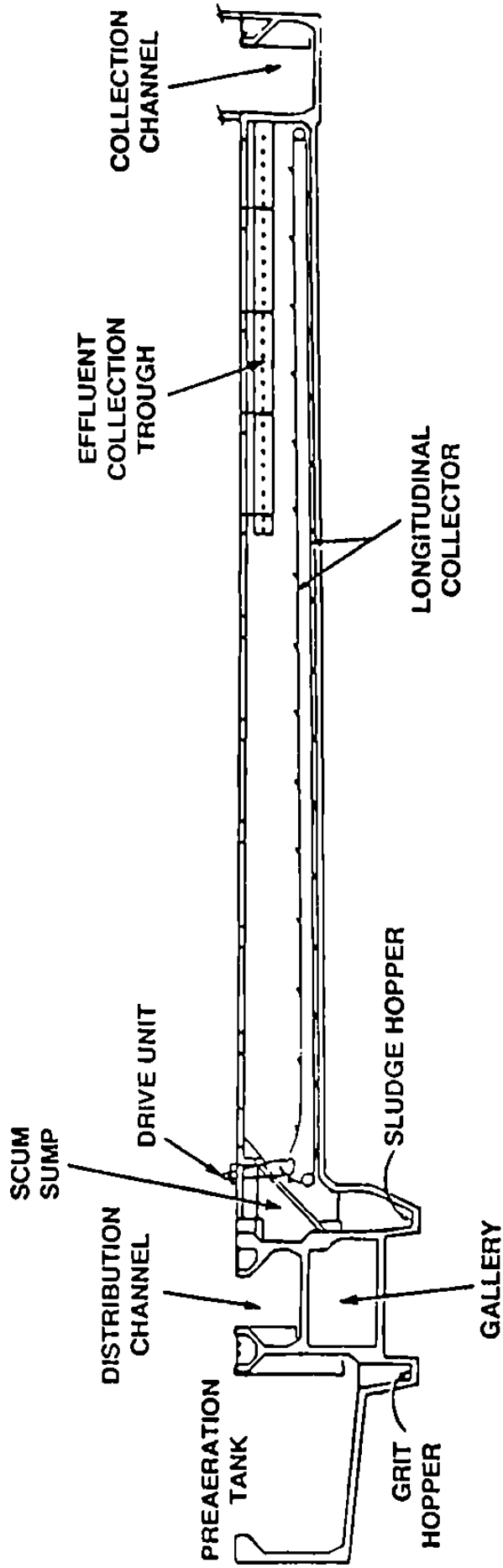


Figure 2 Primary Clarifier Cross-Section

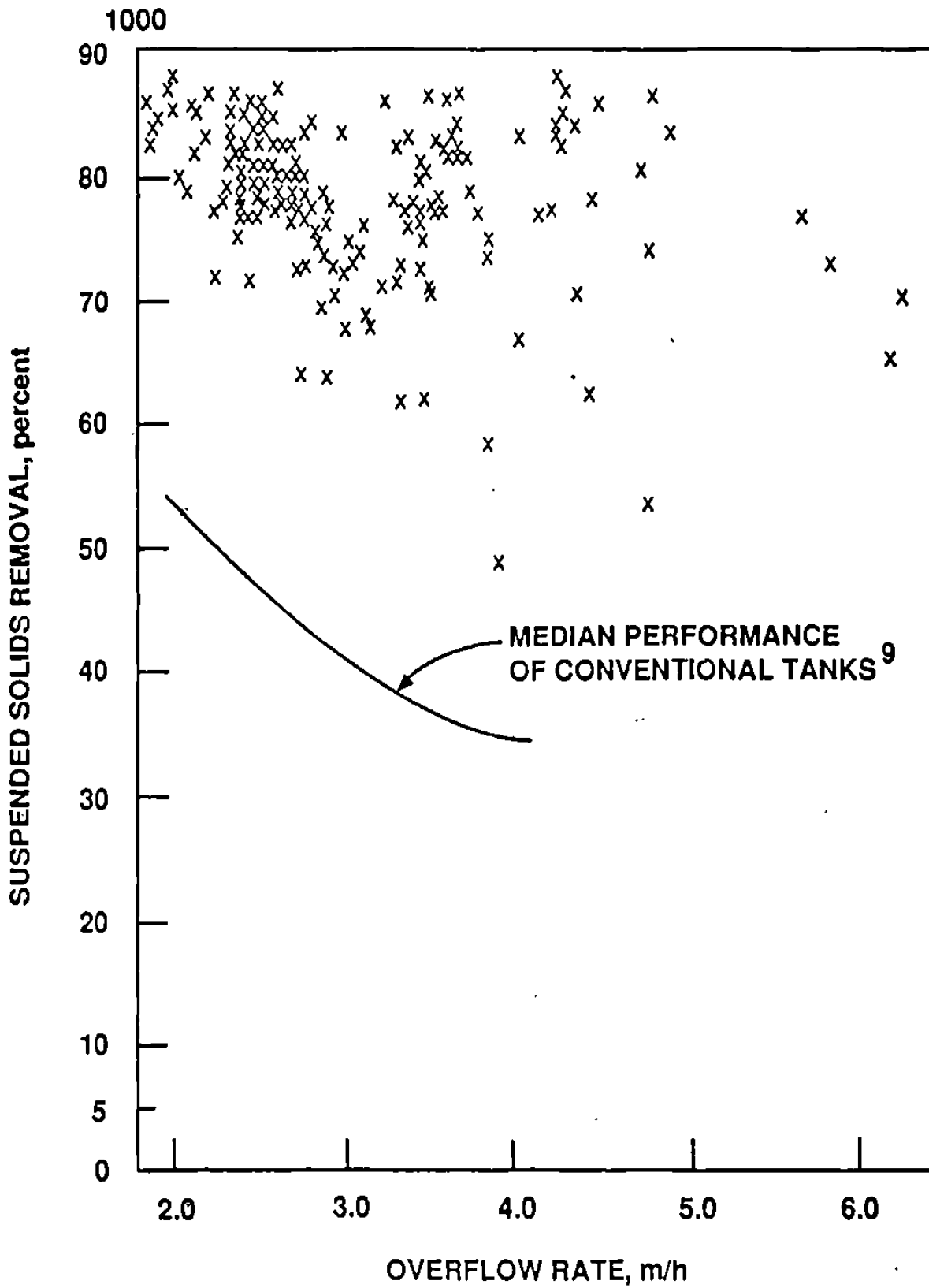


Figure.3 Primary Treatment Performance at Renton, Washington

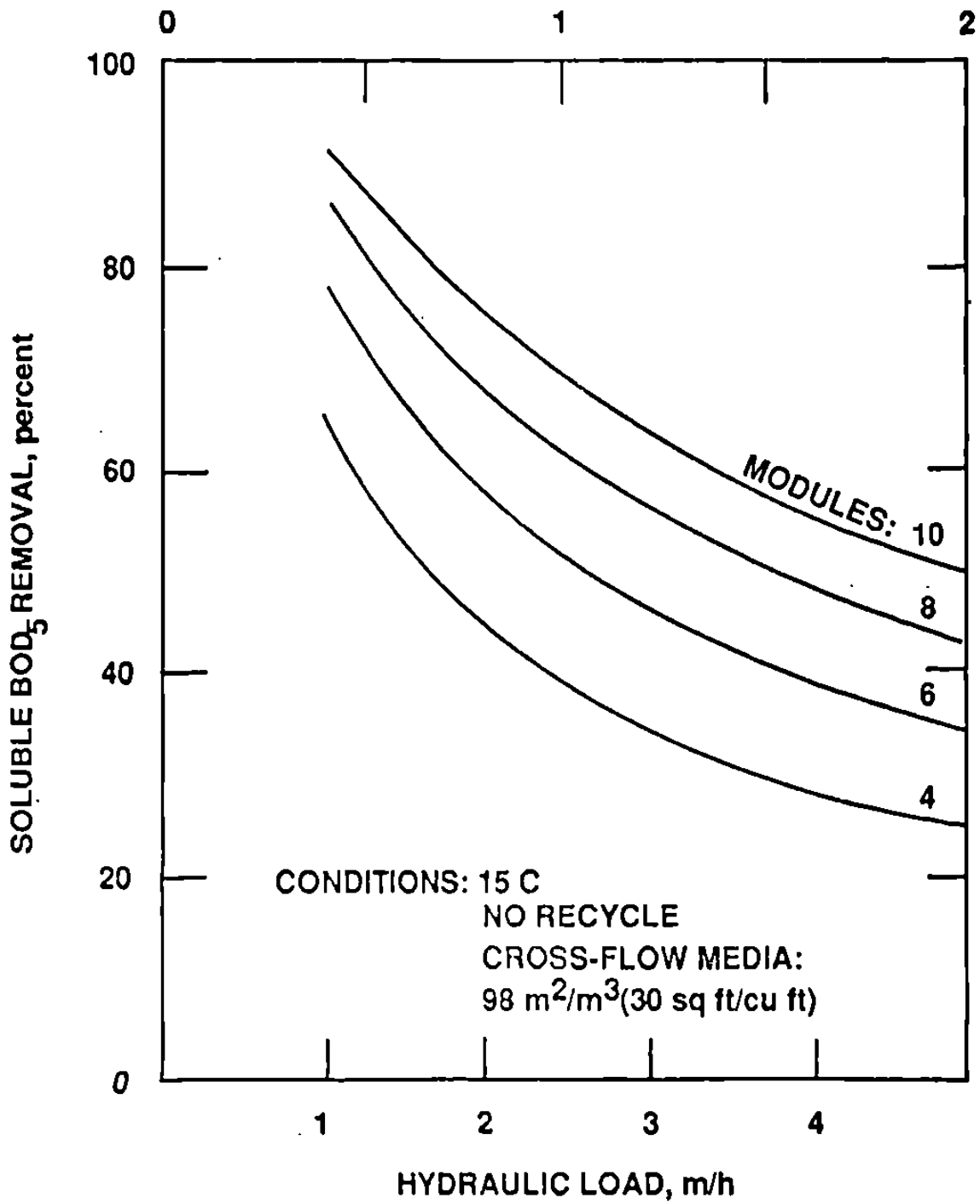


Figure 4 Effect of Hydraulic Loading and Number of Modules on Tricking Filter Efficiency

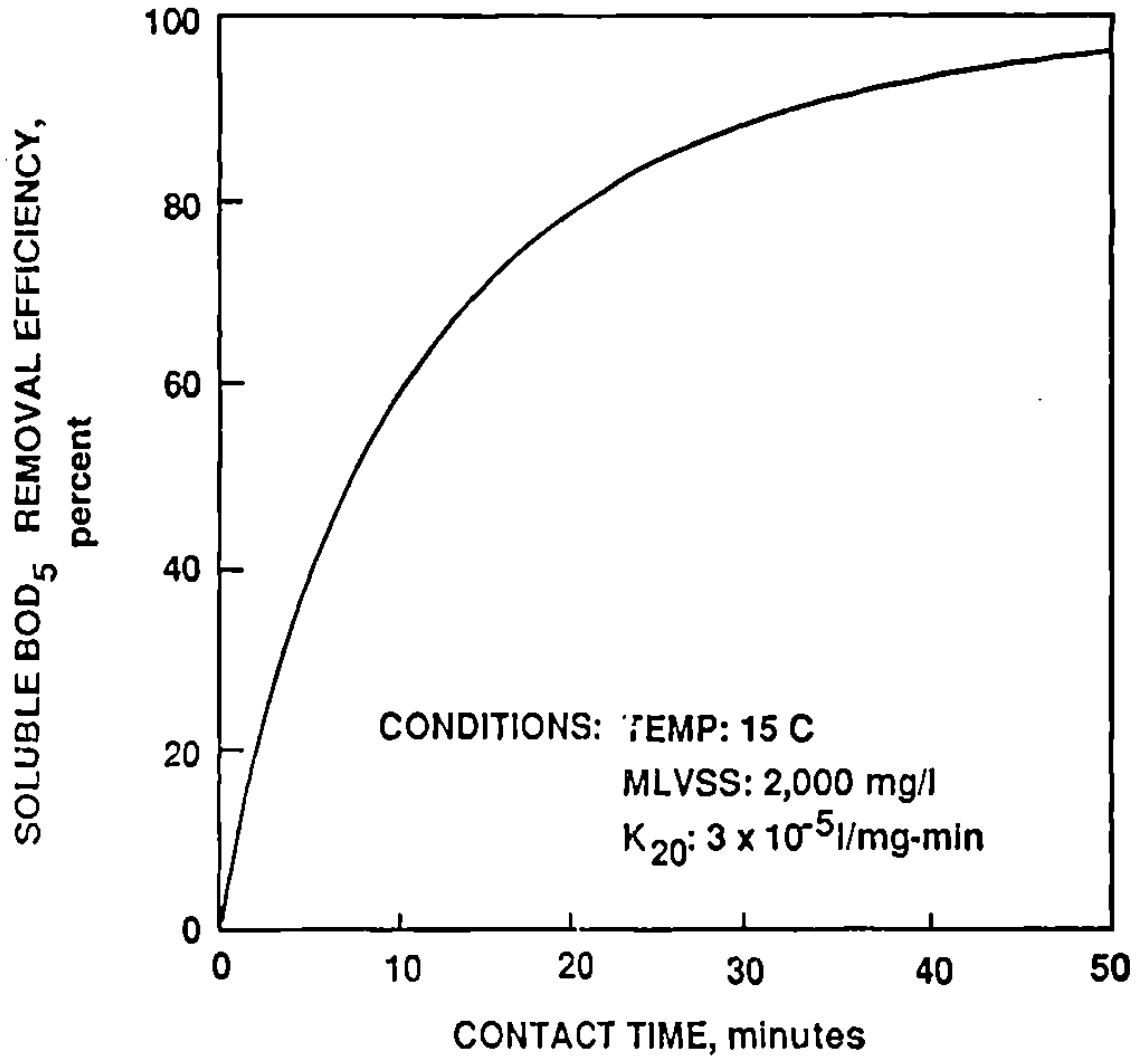


Figure 5 Predicted Soluble BOD₅ Removal in Solids Contact Tank

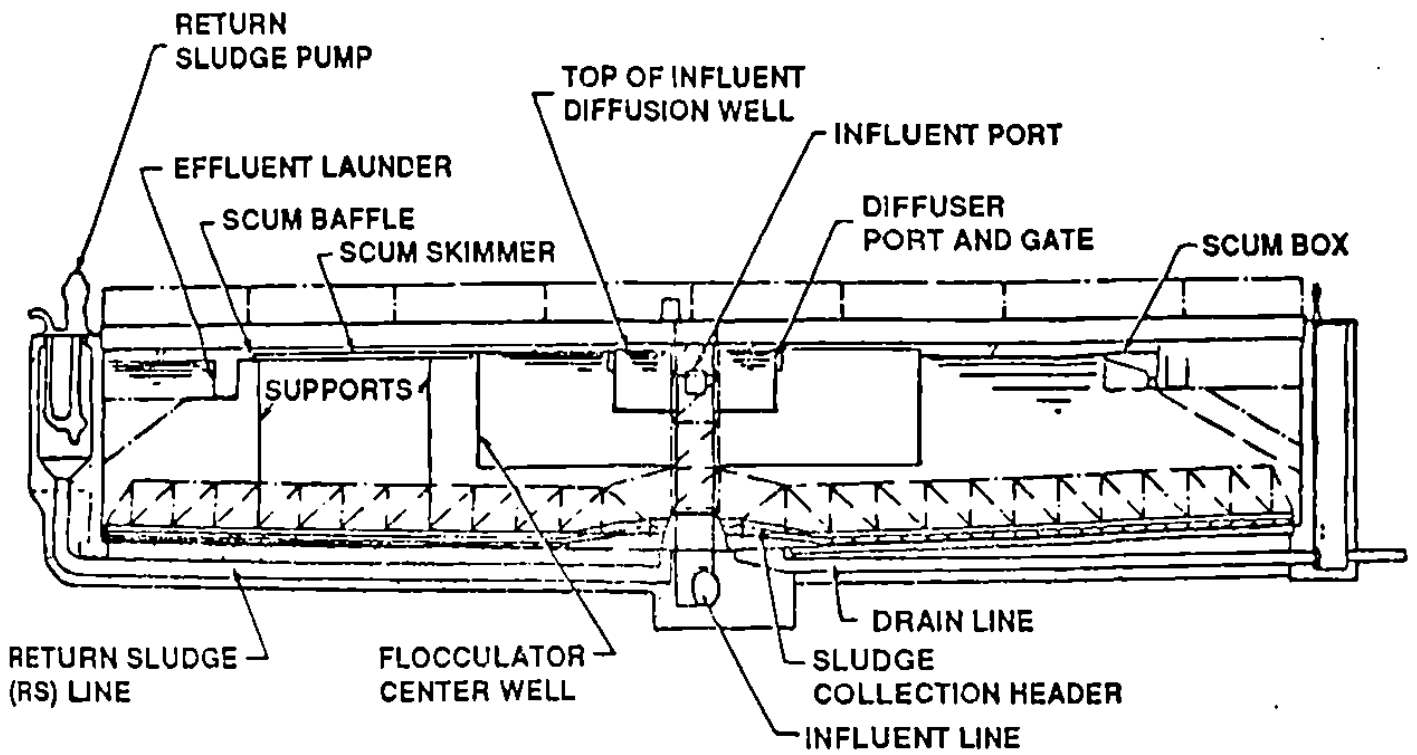


Figure 6: Cross-Section of Flocculator-Clarifier

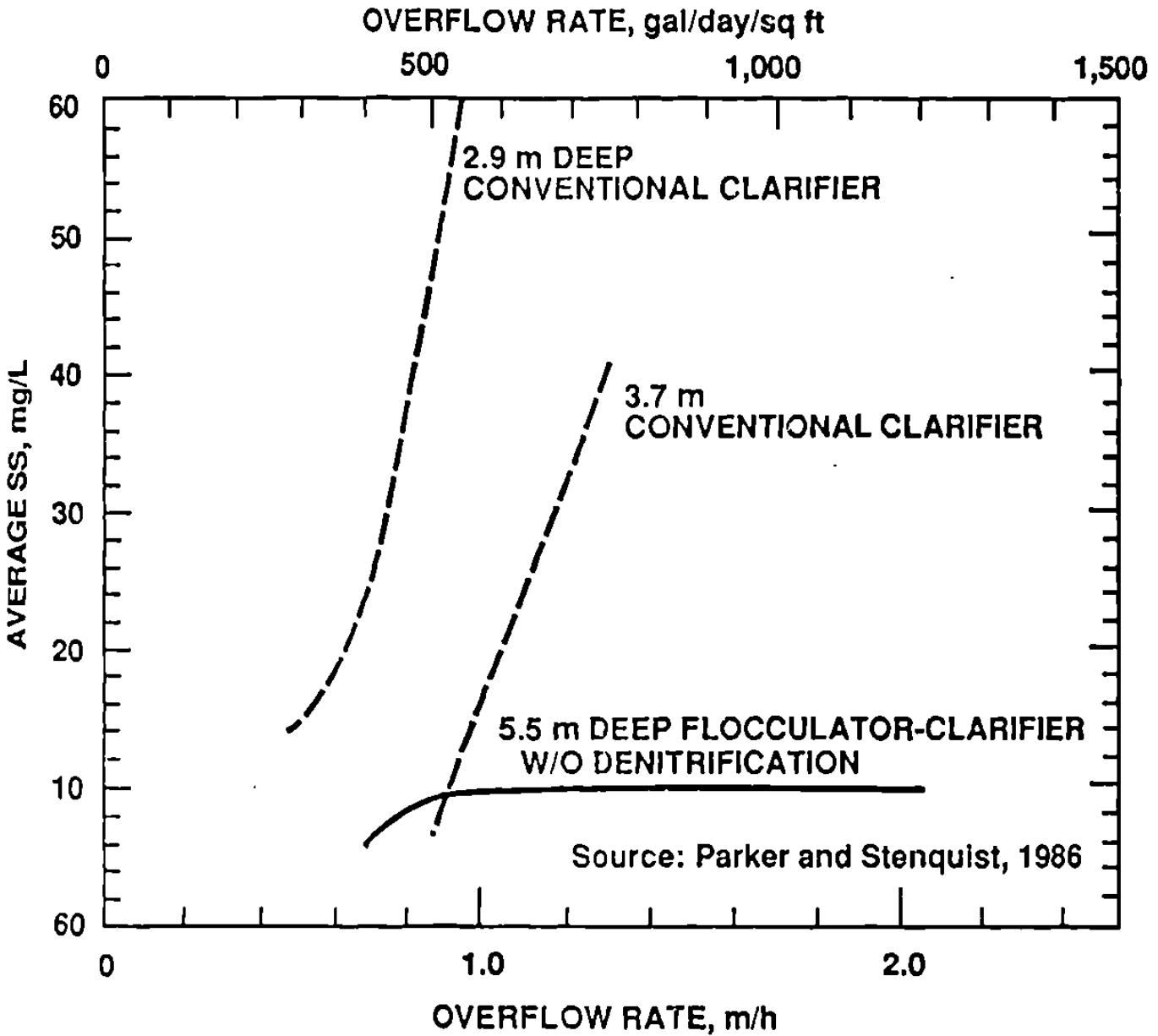


Figure 7 Performance Response Curves for Conventional Clarifier and Flocculator-Clarifier

Table 2 Design Data for Five Operating TF/SC Facilities

Element	Corvallis, Oregon	Eureka, California	Garland, Texas ^a	South Salt Lake, Utah ^b	Sunnyside, Washington
Design, flow, m ³ /s (mgd)					
ADWF	0.44 (9.7)	0.26 (6.0)	1.31 (30)	2.74 (62.5)	0.12 (2.7)
PWWF	1.23 (28.0)	1.40 (32) ^c	1.80 (41) ^d	5.49 (125)	0.36 (8.1)
Design loading, 1,000 kg/d (1,000 lb/day)					
BOD	4.94 (10.9)	4.85 (10.7)	27.2 (60)	44.9 (9) ^e	2.72 (6.0)
SS	5.22 (11.5)	4.71 (10.4)	29.5 (65)	47.1 (104)	2.72 (6.0)
Primary overflow rate at ADWF, m/h (gal/day/sq ft)	1.66 (980)	0.75 (440)	1.62 (955)	1.86(1100)	0.91 (540)
FT/SC Mode	III	I	III	I	III
Trickling filter Media type	Rock	Plastic	Plastic	Plastic	Rock
BOD loading, Kg/m ² /d (lb/1,000 cu ft/day)	0.38 (24)	0.48 (30)	0.70 (44)	1.00 (62.5)	1.42 (89)
Return sludge aeration time, ^o minutes	9	.	53	.	48
Aerated solids contact time, ^h minutes	2	29	26	54	30
Flocculator center well Percent of clarifier area	12	10	16	13	12
Detention time, ^h minutes	25	13	13	20	21
Secondary clarifier Overflow rate, ^l m/h (gal/day/sq ft)	0.80 (470)	0.78 (460)	1.34 (790)	1.09 (640)	0.81 (475)
Sidewater depth, m (ft)	5.5 (18)	4.7 (15.5)	4.3 (14)	5.5 (18)	5.0 (16.5)
Sludge removal system	Suction header	Suction header	Suction header	Suction header	Suction header
Weir location	Inboard	Inboard	Inboard	Inboard	Inboard
Effluent filtration Filtration rate, m/h (gpm/sq ft)	.	.	6.6 (2.7)	.	.
Media, depth, m (ft)	.	.	1.5 (5)	.	.

^aDuck Creek Wastewater Treatment Plant.^bCentral Valley Water Reclamation Facility.^cSplit treatment; 32 mgd primary treatment, 12 mgd secondary^dMaximum equalized flow.^eBased on 33 percent return rate.^fNot used at this plant.^gDesign based on Mode I without reaeration.^hBased on total flow including recycle.ⁱBased on total clarified area at ADWF.

ANEXO A.12

Table 3 Corvallis Performance

Month/year	Flow,		Effluent Quality			
			Secondary		Final	
	m ³ /s	mgd	SS	BOD	cBOD	SS
September 1989	0.23	5.2	10	14	7	8
October	0.21	4.8	10	15	8	9
November	0.53	12.2	10	13	8	10
December	0.43	9.9	9	16	6	8
January 1989	0.62	14.1	9	10	4	8
February	0.57	13.0	13	12	5	10
March	0.75	17.0	9	12	4	8
April	0.37	8.4	10	19	8	9
May	0.30	6.9	9	21	7	8
June	0.27	6.2	8	19	8	7
July	0.28	6.3	7	14	5	7
August	0.28	6.3	7	14	7	7
Average	0.40	9.2	9	15	6	8

ANEXO A.13

Table 4 Eureka Performance

Month/year	Flow,		Effluent Quality			
			Secondary		Final	
	m ³ /s	mgd	BOD	SS	BOD	SS
January 1988	0.37	8.3	7	12	5	14
February	0.21	4.8	9	9	7	8
April	0.18	4.1	9	7	5	6
May	0.19	4.3	6	6	8	7
June	0.21	4.8	9	6	7	6
July	0.17	3.9	5	8	4	7
August	0.17	4.0	5	5	5	6
September	0.17	3.8	8	12	7	10
October	0.17	3.8	11	14	7	1
November	0.23	5.2	8	13	8	9
December	0.26	6.0	9	11	7	11
Average	0.21	4.8	8	9	6	8

Table 5 Garland Performance

Month/year	Flow,		Effluent Quality				
			Secondary		Final		
	m ³ /s	mgd	BOD	SS	BOD	cBOD	SS
September 1988	0.86	20	4	9	2	1	5
October	0.79	18	10	4	2	2	4
November	0.82	19	6	11	2	2	4
December	0.82	19	6	12	3	2	5
January 1989	0.88	20	7	12	2	2	4
February	1.18	27	13	15	3	2	8
March	0.96	22	8	14	2	2	6
April	0.94	21	5	9	2	1	5
May	1.03	23	4	9	2	1	5
June	1.23	28	3	6	2	1	4
July	0.91	21	4	9	2	2	4
August	0.83	19	5	8	3	2	4
Average	0.94	21	6	10	2	2	5

ANEXO A.15

Table 6 South Salt Lake City Performance

Month/year	Flow,		Final Effluent Quality		
	m ³ /s	mgd	BOD	cBOD	SS
May 1988	1.93	44	8	6	5
June	1.94	44	9	7	4
July	1.95	45	9	6	5
August	1.99	45	11	6	2
September	2.33	53	9	6	3
October	2.37	54	9	6	5
November	2.26	52	9	6	4
December	2.40	55	8	5	3
January 1989	2.32	53	9	5	8
February	2.45	56	8	5	8
March	2.59	59	7	3	9
April	2.39	55	5	3	7
Average	2.24	51	8	5	5

ANEXO A.16

Table 7 Sunnyside Performance

Month/year	Flow,		Effluent Quality			
			Secondary		Final	
	m ³ /s	mgd	BOD	SS	BOD	SS
September 1988	0.05	1.2	12	9	6	6
October	0.05	1.2	9	6	4	5
November	0.05	1.2	7	9	4	8
December*	0.05	1.2	6	15	7	10
January 1989	0.04	1.0	14	13	8	13
February	0.04	0.9	11	13	6	12
March	0.05	1.2	11	15	7	14
April	0.05	1.1	9	13	6	12
May	0.05	1.1	7	11	5	13
June	0.05	1.2	8	8	6	13
July	0.05	1.1	5	5	3	7
August	0.05	1.1	7	7	5	8

*Plant influent BOD averaged 500 mg/L this month.

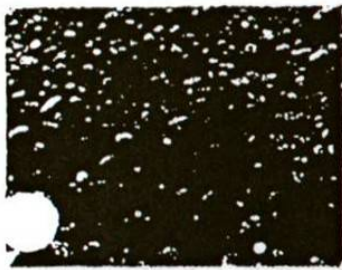
ANEXO A.17

Table 8 Summary of Omaha Pilot Study Results

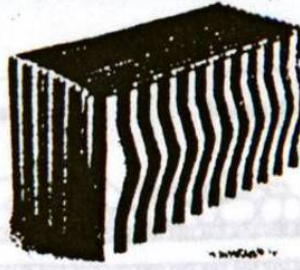
Parameter	Phase				
	1	2	3	4	5
Trickling filter organic loading, kg/m ³ /d	1.89	2.03	1.67	1.19	1.27
lb/1,000 cu ft/day	118	127	104	74	79
Solids contact residence time, min	39	20	4.3	5.3	4.9
Return sludge aeration residence time, min	45	51	71	42	50
Effluent quality, mg/L BOD ₅	26	20	27	26	21
SS	22	18 9	23	24	16

ANEXO A.18

ANEXO A.20



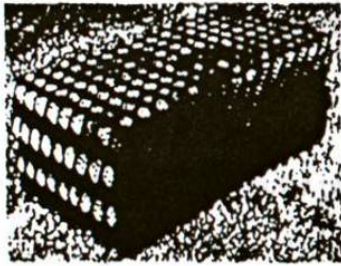
(a)



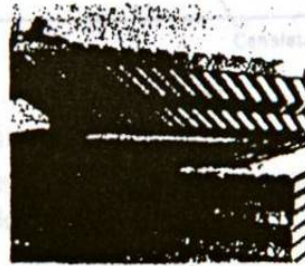
(b)



(c)



(d)



(e)



(f)

FIGURA 10-33

Medios filtrantes típicos para filtros percoladores: (a) piedra; (b) y (c) de plástico de flujo vertical; (d) de plástico de flujo transversal; (e) de madera de secuoya horizontal, y (f) desordenada (Figs. (c) y (d), de American Surfpac Corp., (e) de Neptune Microfloc, y (f) de Jaeger Products, Inc.).

ANEXO A.19

TABLA 10-15

Propiedades físicas de los medios filtrantes de los filtros percoladores^a

Medio	Tamaño nominal, mm	Masa por unidad de volumen, kg/m ³	Superficie específica, m ² /m ³	Porcentaje de huecos, %
Gravas de río				
Pequeñas	25-62,5	1.250-1.440	55-69	40-50
Grandes	100-125	800-990	39-164	50-60
Escorias de altos hornos				
Pequeñas	50-75	900-1.200	55-69	40-50
Grandes	75-125	800-990	46-59	50-60
Plástico				
Convencional	600 × 600 × 1.200 ^b	32-96	79-98	94-97
Alta superficie específica	600 × 600 × 1.200 ^b	32-96	98-196	94-97
Madera de secuoya	1.200 × 1.200 × 500 ^b	144-176	39-49	70-80
Relleno desordenado	25-87,5	48-96	125-279	90-95

^a Adaptado parcialmente de la bibliografía [50]

^b Tamaño del módulo

ANEXO A.20

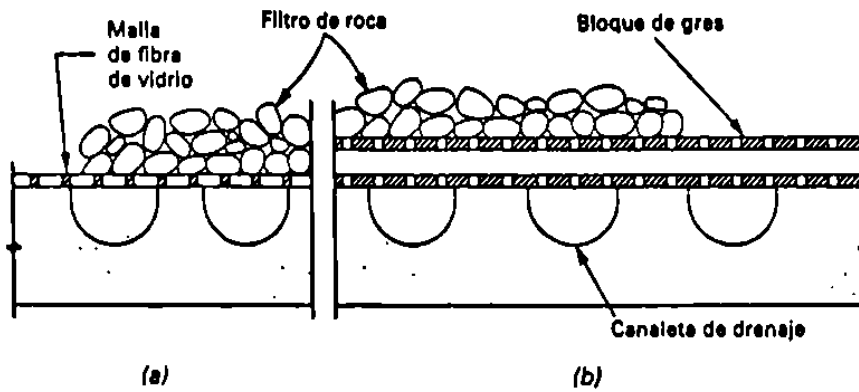


FIGURA 10-34

Sistemas de drenaje inferior para filtros de piedra: (a) parrilla de fibra de vidrio, y (b) bloques de gres.

ANEXO A.21

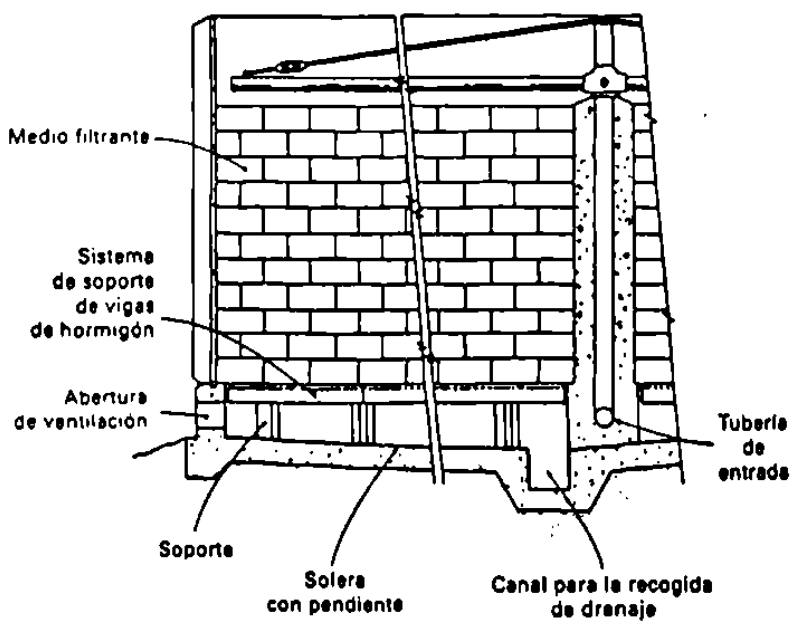


FIGURA 10-35

Sistema de drenaje inferior típico de un filtro de torre.

ANEXO A.22

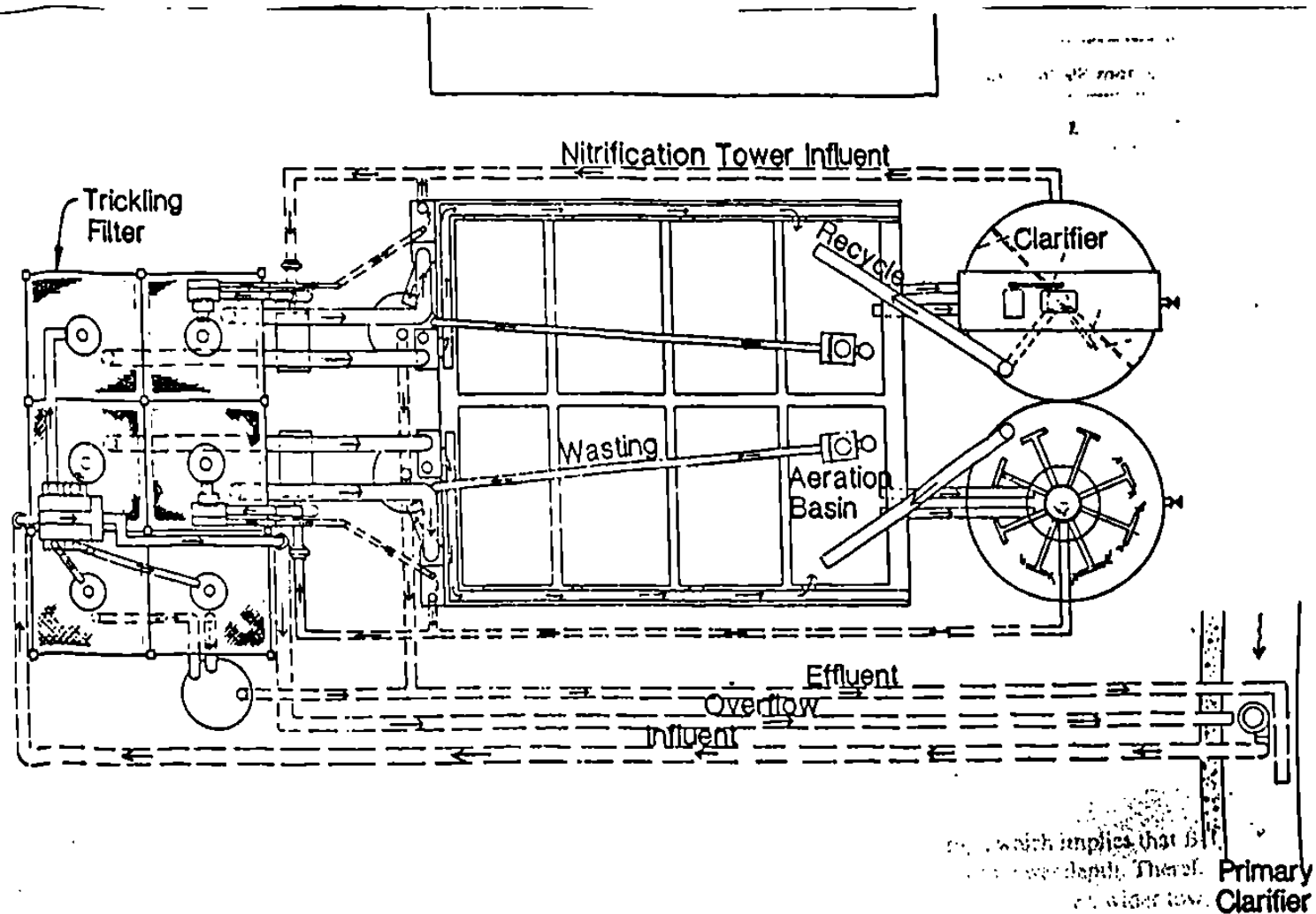


Figure 1—Pilot plant plan.

ANEXO A.23

Table 1—Average pilot plant influent characteristics.

Total BOD, mg/L	83
Soluble BOD, mg/L	48
Soluble COD, mg/L	124
NH ₃ -N, mg/L	11
TKN, mg/L	16
pH	7.2
TSS, mg/L	50

ANEXO A.24

Table 2—Types of media compared.

Media type	Specific surface area (m ² /m ³)	Tower depth (m)
CF 60° (A)	98	6.1, 3
VF	101	6.1
CF 45°	98	3
CF 60° (B)	98	6.1
Random	104	3

ANEXO A.25

Table 3—Performance summary of 6.1-m trickling filters for test periods 1, 2, and 3.

Test period	Influent			Effluent 60° CF (A) media			Effluent VF media		
	1	2	3	1	2	3	1	2	3
Flow (m³/h)				5.5	3.4	2.5	5.4	3.3	2.5
Hydraulic load (m/h)				3.7	2.3	1.7	3.8	2.2	1.7
Organic load (total BOD, kg/m³ · d)				1.3	0.8	0.6	1.3	0.8	0.6
Organic load (soluble BOD, kg/m³ · d)				0.8	0.5	0.4	0.7	0.5	0.4
Intermittent dosing				No	No	Yes	No	No	Yes
Total BOD (mg/L)	92	92	93	25*	—	—	38*	—	—
Soluble BOD (mg/L)	53.0	54.0	54.0	16.0 = 70%	10.3 91%	8.1 = 55%	23.0 = 57%	17.7 = 67%	13.1 = 71%
Soluble COD (mg/L)	148	162	129	70	52	43	80	81	48
pH	7.2	7.2	7.2	7.4	—	—	7.4	—	—
Alkalinity (mg/L)	102	96	92	94	—	—	87	—	—
TSS (mg/L)	59	53	49	20*	44	42	27*	47	45
VSS (mg/L)	44	43	36	14*	34	29	19*	38	34
NH ₃ -N (mg/L)	10.5	11.6	11.8	9.3	11.0	6.8	9.4	10.5	8.4
NO ₃ -N (mg/L)	0.03	0.04	0.09	1.03	1.24	5.30	0.82	0.73	3.20
TKN (mg/L)	18.1	16.9	15.1	13.4	15.8	11.2	13.8	16.1	12.7
Average wastewater temperature (°C)	18	25	21						
Paired t-test for effluent soluble BOD									
Number of points							26	18	25
Calculated t							5.0	7.6	10.2
Significant difference exists at 95% confidence level							Yes	Yes	No

* Clarified samples.

ANEXO A.26

Table 4—Performance summary of 13-m trickling filters for test periods 1 and 2.

Test period	Influent		Effluent 60° CF (A) media		Effluent 45° CF media	
	1	2	1	2	1	2
Flow (m³/h)			2.0	1.3	2.0	1.3
Hydraulic load (m/h)			1.4	0.9	1.4	0.9
Organic load (total BOD, kg/m³ · d)			1.0	—	1.0	—
Organic load (soluble BOD, kg/m³ · d)			0.6	0.4	0.6	0.4
Intermittent dosing			Yes	Yes	Yes	Yes
Total BOD (mg/L)	82	93	—	—	—	—
Soluble BOD (mg/L)	55	54	17.3 = 60%	11.6 = 70%	14.6 = 73%	11.7 = 76%
Soluble COD (mg/L)	156	129	48	38	50	44
pH	7.2	7.2	7.4	—	7.4	—
Alkalinity (mg/L)	101	92	—	—	—	—
TSS (mg/L)	52	49	67	39	57	41
VSS (mg/L)	41	36	49	29	43	29
NH ₃ -N (mg/L)	11.4	11.8	8.7	7.5	10.1	5.8
NO ₃ -N (mg/L)	0.04	0.09	0.99	3.2	0.65	5.74
TKN (mg/L)	17.1	15.1	13.1	10.4	14.9	9.4
Average wastewater temperature (°C)	25	21				
Paired t-test for effluent soluble BOD						
Number of points					16	19
Calculated t					3.3	0.1
Significant difference exists at 95% confidence level					Yes	No

ANEXO A.27

Table 5—Performance summary of 6.1-m trickling filters for test periods 4, 5, and 6.

Test period	Influent			Effluent 60° CF (B) media			Effluent 60° CF (A) media
	4	5	6	4	5	6	
Flow (m³/h)				8.3	5.2	3.7	3.8
Hydraulic load (m/h)				5.8	3.5	2.5	2.4
Organic load (total BOD, kg/m³·d)				1.6	1.0	0.8	0.8
Organic load (soluble BOD, kg/m³·d)				0.9	0.6	0.5	0.4
Intermittent dosing				No	No	No	No
Total BOD (mg/L)	72 } 5A.l.	72 } 5B.l.	81 } 5A.l.	39	29	25	25
Soluble BOD (mg/L)	39	42	46	14	10	11	9
Soluble COD (mg/L)	100	95	124	35	32	36	32
pH	6.9	7.0	7.0	7.0	7.1	7.3	7.2
Alkalinity (mg/L)	83	94	99	79	72	85	69
TSS (mg/L)	49	49	45	42	45	40	40
VSS (mg/L)	—	—	—	—	—	—	—
NH ₃ -N (mg/L)	9.4	8.1	12.0	10.0	6.9	10.7	8.9
NO ₃ -N (mg/L)	0.19	0.5	0.23	0.37	1.8	0.77	2.1
TKN	13.2	13.1	19.0	14.3	9.9	17.8	16.3
Average wastewater temperature (°C)	19	23.5	20				
Paired t-test for effluent soluble BOD							
Number of points							16
Calculated t							1.6
Significant difference exists at 95% confidence level							No

ANEXO A.28

Table 6—Performance summary of 3-m trickling filters for test periods 3, 4, and 5.

Test period	Influent			Effluent 45° CF media			Effluent random media		
	3	4	5	3	4	5	3	4	5
Flow (m³/h)				1.8	1.3	3.6	1.8	1.3	3.6
Hydraulic load (m/h)				1.2	0.9	2.4	1.2	0.9	2.4
Organic load (total BOD kg/m³·d)				0.6	0.5	1.5	0.6	0.5	1.5
Organic load (soluble BOD kg/m³·d)				0.4	0.3	0.9	0.4	0.3	0.9
Intermittent dosing				Yes	Yes	Yes	Yes	Yes	Yes
Total BOD (mg/L)	66 } 2A.l.	81 } 2A.l.	80 } 2A.l.	46 = 30% 13 = 6A.l.	32 = 60% 8 = 7A.l.	37 = 5A.l. 19 = 5B.l.	43	35	46
Soluble BOD (mg/L)	42	43	45				18	13	24
Soluble COD (mg/L)	102	90	124	47	29	37	55	38	44
pH	7.0	7.0	7.0	7.1	7.0	7.3	7.1	7.1	7.3
Alkalinity (mg/L)	87	96	100	80	41	94	80	82	98
TSS (mg/L)	45	50	46	52	45	48	40	50	45
VSS (mg/L)	30	—	—	34	—	36	33	—	33
NH ₃ -N (mg/L)	9.2	8.6	12.7	9.5	2.4	12.6	10.0	7.4	12.8
NO ₃ -N (mg/L)	0.39	0.05	0.23	0.59	4.2	0.30	0.67	1.43	0.13
TKN (mg/L)	14.1	12.9	19.0	13.7	6.2	17.8	13.9	11.0	19.2
Average wastewater temperature (°C)	18	23	20						
Paired t-test for effluent BOD									
Number of points				194			12	11	13
Calculated t							3.5	3.2	5.5
Significant difference exists at 95% confidence level							Yes	Yes	Yes

ANEXO A.29

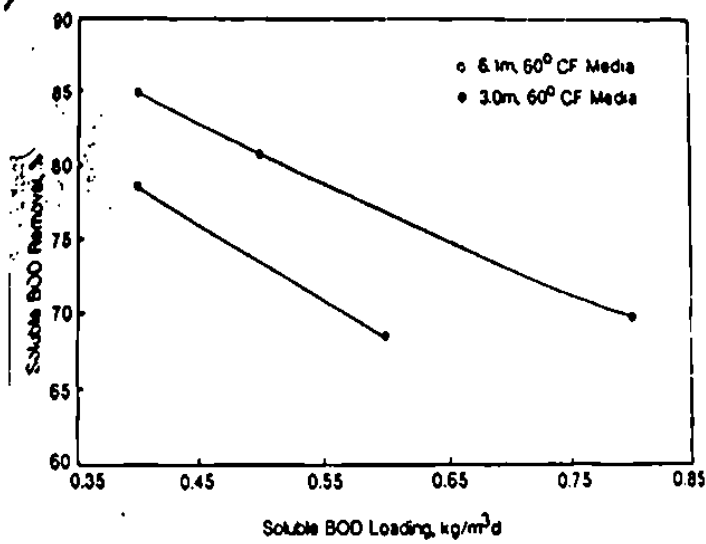


Figure 2—Soluble BOD loading versus soluble BOD removal in 6.1-m and 3-m towers with 60° CF media.

ANEXO A.30

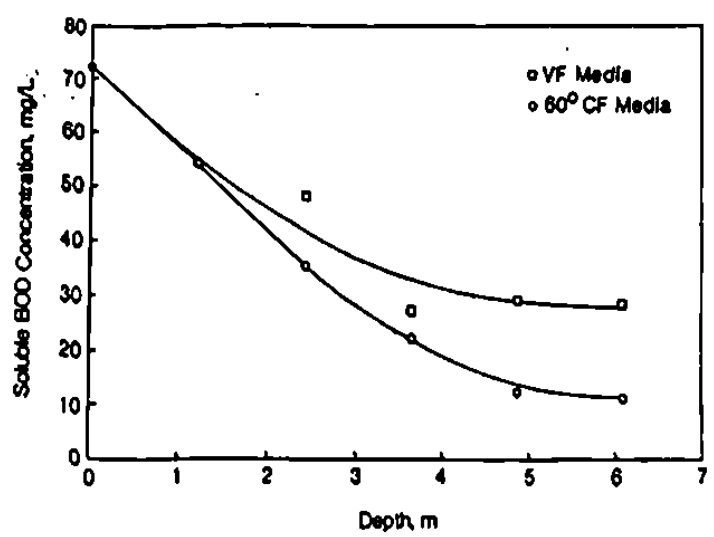


Figure 5—Soluble BOD profile through VF and 60° CF media at 2.3 m/h hydraulic loading.

ANEXO A.31

Table 7—Kinetic coefficients for various media types.

Media type	Number of points	n	k (L/m ³ · s) ^{0.667}	Correlation coefficient
60° CF (A)	5	0.65	2.14 × 10 ⁻³	0.9997
60° CF (B)	3	0.65	2.31 × 10 ⁻³	0.993
45° CF	5	0.65	2.22 × 10 ⁻³	0.998
VF	3	0.65	1.46 × 10 ⁻³	0.9995
Random	3	0.65	1.48 × 10 ⁻³	0.998

* Based on soluble BOD.