

94
2ej.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

**ANALISIS DEL DISEÑO Y LA OPERACION DE LA
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES
DE CIUDAD UNIVERSITARIA.**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO CIVIL
P R E S E N T A :
GABRIELA MANTILLA MORALES**

MEXICO, D. F.

1987



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

Pág.

EVALUACION DEL DISEÑO DE LA PTCU	1
NOMENCLATURA	2
LISTA DE FIGURAS	6
LISTA DE TABLAS	11
1. RESUMEN	17
2. INTRODUCCION	19
3. DESCRIPCION Y EVALUACION DEL DISEÑO DE LA PTCU	22
3.1 <i>Descripción del funcionamiento de la planta</i>	22
3.2 <i>Evaluación de las diferentes etapas del proceso</i>	25
3.2.1 <i>Obra de toma (colectores)</i>	25

	Pág.
3.2.2 Rejillas	28
3.2.3 Cárcamo de captación	40
3.2.4 Tubería de alimentación	48
3.2.5 Canal de entrada	58
3.2.6 Desarenador	62
3.2.7 Medidores Parshall	76
3.2.8 Línea 1-Sistema de lodos activados	79
3.2.8.1 Tanque de aeración	84
3.2.8.2 Sedimentador secundario	90
3.2.8.3 Cárcamo de lodos	112
3.2.8.4 Caja partidora	118
3.2.9 Línea 2-Sistema de biodisco	123
3.2.9.1 Biodisco	128
3.2.9.2 Sedimentador secundario	134
3.2.10 Línea 3-Sistema filtro percolador	139
3.2.10.1 Cárcamos de bombeo	147
3.2.10.2 Filtro percolador	153
3.2.10.3 Caja partidora	157
3.2.10.4 Sedimentador secundario	159
3.2.11 Sistema de filtros de arena	162
3.2.12 Cárcamo de agua tratada y cloración	172
3.2.13 Cárcamo de aguas de lavado y pluviales	179
4. DESCRIPCION Y EVALUACION DEL EQUIPO ELECTROMECHANICO	
4.1 Equipo de bombeo	184

	Pág.
4.2 Descripción del equipo de bombeo de la PTCU	187
4.2.1 Cárcamo de captación	187
4.2.2 Gusano desarenador	188
4.2.3 Cárcamos de alimentación y del efluente del filtro percolador	188
4.2.4 Cárcamo de recirculación de lodos	190
4.2.5 Cárcamo de aguas tratadas y de cloración	190
4.2.6 Cárcamo de aguas de lavado y pluviales	193
4.3 Evaluación del equipo de bombeo	193
4.4 Aeradores mecánicos	196
5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	198
5.1 Interrelaciones entre cada etapa de tratamiento	198
5.2 Eficiencias de cada sistema biológico de tratamiento	203
5.3 Conclusiones finales	204
6. BIBLIOGRAFIA	207
7. ANEXOS	209

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria	21
Figura 2. Diagrama de flujo de la PTCU	24
Figura 3. Colectores	26
Figura 4. Elevaciones de los canales Colectores	27
Figura 5. Cantidad de sólidos recolectados en rejillas de limpieza mecánica	33
Figura 6. Croquis para el diseño de las rejillas del colector Copilco el Alto	37
Figura 7. Croquis para el diseño de las rejillas del colector Institutos	39
Figura 8. Croquis para el diseño de las rejillas del colector Humanidades	40
Figura 9. Cárcamo de tipo seco	44
Figura 10. Cárcamo de la PTCU	46
Figura 11. Cárcamo de la PTCU	46
Figura 12. Gráfica de rugosidad relativa	53

	Pág.
Figura 13. Canal Parshall de entrada	59
Figura 14. Vertedor triangular	60
Figura 15. Localización	61
Figura 16. Area necesaria por 10^3 m^3 para partículas con una gravedad específica de 2.65 a diferentes temperaturas del agua residual	66
Figura 17. Desarenador cuadrado típico	67
Figura 18. Desarenador aerado	69
Figura 19. Desarenador de la PTCU	71
Figura 20. Canal Parshall típico	77
Figura 21. Canales Parshall y canal de distribución	77
Figura 22. Diagrama de flujo del sistema lodos activados	80
Figura 23. Tanque de aeración. Planta	85
Figura 24. Tanque de aeración. Corte	85
Figura 25. Aerador	89
Figura 26. Principales zonas de acumulación de azolves	91

Pág.

Figura 27.	Sedimentador secundario 1	99
Figura 28.	Cárcamo de recirculación de lodos (Línea 1)	113
Figura 29.	Cárcamo de recirculación de lodos. Corte	113
Figura 30.	Diagrama del balance de sólidos	116
Figura 31.	Caja partidora (Línea 1)	119
Figura 32.	Gráfica del vertedor de la caja partidora	124
Figura 33.	Diagrama de flujo del sistema de biodiscos	125
Figura 34.	Biodisco de la PTCU	129
Figura 35.	Biodisco. Corte	130
Figura 36.	Cubierta del biodisco	131
Figura 37.	Sedimentador secundario No. 2	135
Figura 38.	Diagrama de flujo del sistema filtro percolador	142
Figura 39.	Sistema típico de distribución del agua residual de un filtro percolador	144

	Pág.
Figura 40. Diagrama de flujo del sistema filtro percolador	146
Figura 41. Cárcamo de bombeo (Línea 3) Planta	148
Figura 42. Cárcamo de bombeo. Corte	143
Figura 43. Determinación de la acumulación de sólidos en el cárcamo de bombeo del influente	150
Figura 44. Determinación de la acumulación de sólidos en el cárcamo de bombeo del efluente	151
Figura 45. Biofiltro de la PTCU	154
Figura 46. Biofiltro. Ubicación del módulo de empaque faltante	154
Figura 47. Caja partidora. (Línea 3)	158
Figura 48. Filtros de arena de la PTCU. Planta	166
Figura 49. Filtros de arena. Corte	167
Figura 50. Filtros de arena. Corte	167
Figura 51. Cárcamo de aguas tratadas y de cloración. Planta	175

Pág.

Figura 52.	Cárcamo de aguas tratadas y de cloración. Corte	175
Figura 53.	Ampliación propuesta del cárcamo de aguas tratadas y de cloración	178
Figura 54.	Cárcamo de aguas pluviales. Planta	181
Figura 55.	Cárcamo de aguas pluviales. Corte	181
Figura 56.	Bomba centrífuga de flujo radial	186
Figura 57.	Bomba de tornillo	187
Figura 58.	Diagrama de operación de la bomba de 15 HP	189
Figura 59.	Diagrama de operación de la bomba de 10 HP	189
Figura 60.	Diagrama de operación de la bomba de 5 HP	189
Figura 61.	Diagrama de operación de la bomba de 2 HP	189

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Sólidos sedimentables en los colectores	29
Tabla 2. Criterios de diseño típicos para rejillas de limpieza manual y mecánica	31
Tabla 3. Valores de Kirschmer para 8	33
Tabla 4. Velocidad del flujo en el colector Copilco el Alto	36
Tabla 5. Tiempos de retención en el cárcamo de captación	47
Tabla 6. Volumen del cárcamo de captación para diferentes gastos de bombeo para una bomba	48
Tabla 7. Gastos requeridos para mantener la velocidad mínima de bombeo	49
Tabla 8. Coeficientes a de la fórmula de Genijew	51
Tabla 9. Pérdida de carga en la tubería de alimentación a diferentes gastos	54
Tabla 10. Coeficiente de pérdida por cambio de dirección	55
Tabla 11. Pérdidas de carga para tuberías de alimentación de 8 y 10 pulgadas	57

Pág.

Tabla 12.	Criterios típicos de diseño para desarenadores de flujo horizontal	65
Tabla 13.	Valores típicos de diseño para desarenadores aerados	69
Tabla 14.	Pruebas volumétricas para determinar el tiempo óptimo de operación del sistema de extracción de arenas	73
Tabla 15.	Resumen sobre el estudio de cuantificación de arenas	75
Tabla 16.	Valores típicos de diseño para el sistema de lodos activados	83
Tabla 17.	Valores mensuales promedio de los parámetros de control del sistema de lodos activados	86
Tabla 18.	Tiempos de retención hidráulica del tanque de aeración para diferentes gastos	88
Tabla 19.	Relación diámetro-profundidad para sedimentadores	93
Tabla 20.	Criterios de diseño típicos para sedimentadores secundarios subsecuentes al proceso de lodos activados	95
Tabla 21.	Valores de la carga hidráulica y de la carga másica del sedimentador 1	101

	Pág.
Tabla 22. Valores de la carga másica y la carga hidráulica del sedimentador 1 para el gasto de diseño y gastos mayores	102
Tabla 23. Cálculo de las áreas de clarificación y espesamiento para diferentes gastos	104
Tabla 24. Cálculo de las áreas de clarificación y espesamiento para el gasto de diseño y para gastos mayores	105
Tabla 25. Valores del IVL en el tanque de aeración	108
Tabla 26. Espesamientos alcanzados en el sedimentador 1	109
Tabla 27. Eficiencia de remoción de SST del sedimentador secundario No. 1	111
Tabla 28. Tasa de recirculación para el sistema de lodos activados	115
Tabla 29. Variación de la relación X_{tn}/X_t de acuerdo con la tasa de recirculación	117
Tabla 30. Fórmulas experimentales para determinar el coeficiente de gasto μ aplicable a la ecuación 30 para vertedores rectangulares con contracciones laterales o sin ellas	121

pág.

Tabla 31.	Aforos en la caja partidora (volumétrica y vertedor)	122
Tabla 32.	Criterios de diseño típicos para los sistemas de biodiscos	127
Tabla 33.	Valores mensuales promedio de los parámetros de control del sistema de biodiscos	133
Tabla 34.	Valores de la carga hidráulica, área de clarificación y tiempo de retención del sedimentador 2	136
Tabla 35.	Eficiencia de remoción de SST del sedimentador secundario 2	138
Tabla 36.	Características de los diferentes tipos de filtros percoladores	141
Tabla 37.	-Características de empaques para filtros percoladores	143
Tabla 38.	Porcentaje de sólidos sedimentados en el cárcamo de alimentación y en el cárcamo de bombeo del efluente	152
Tabla 39.	Valores mensuales promedio de los parámetros de control del sistema de biofiltro	156
Tabla 40.	Características principales de los sedimentadores secundarios para filtros per-	

	Pág.
coladores	159
Tabla 41. Valores de las cargas hidráulicas y másica y tiempo de retención del sedimentador 3	161
Tabla 42. Características de diseño para filtros rápidos con uno o dos medios	164
Tabla 43. Tasa de filtración para diversos gastos	168
Tabla 44. Eficiencia de remoción de SST en los filtros durante 1986	171
Tabla 45. Dosificación de cloro para diferentes tipos de efluentes	173
Tabla 46. Tiempo de retención del agua tratada en el cárcamo de aguas tratadas y de cloración (Tiempo de contacto)	176
Tabla 47. Dosis de cloro diaria necesaria para obtener la concentración recomendada	179
Tabla 48. Datos generales del equipo de bombeo de la PTCU	191
Tabla 49. Datos generales de las bombas del cárcamo de aguas tratadas y de cloración	192
Tabla 50. Características y accesorios de las tuberías de descarga de cada uno de los equipos de bombeo	194

	Pág.
Tabla 51. Cálculo de las pérdidas de carga para los equipos de bombeo con diferentes gastos	195
Tabla 52. Datos generales de los aeradores mecánicos	197
Tabla 53. Eficiencia de cada sistema biológico de tratamiento	203

EVALUACION DEL DISEÑO DE LA PTCU

NOMENCLATURA

- A : Sección transversal de la partícula, (L^2)
 a : Coeficiente de la fórmula de Genijew
 A_c : Area de clarificación, (L^2)
 A_e : Area de espesamiento, (L^2)
 A_s : Area del sedimentador, (L^2)
 b : Claro mínimo entre barras, (L)
 b_v : Longitud de la cresta del vertedor, (L)
 C_D : Coeficiente de fricción
 C_o : Concentración inicial de la suspensión, ($M \cdot L^{-3}$)
 C_u : Concentración deseada de la suspensión, ($M \cdot L^{-3}$)
 D : Diámetro de la tubería, (L)
 d : Diámetro de la partícula, (L)
 DBO_5 : Demanda bioquímica de oxígeno a los cinco días, (ML^{-3})
 D_m : Profundidad máxima del desarenador, (L)
 DQO : Demanda química de oxígeno, ($M \cdot L^{-3}$)
 E : Eficiencia, %
 δ : Factor de fricción
 F_δ : Fuerza de fricción, ($M \cdot L \cdot T^{-2}$)
 F_g : Fuerza de gravedad, ($M \cdot L \cdot T^{-2}$)
 F/M : Relación sustrato-biomasa, (T^{-1})
 g : Aceleración de la gravedad, ($L \cdot T^{-2}$)
 h : Altura, (L)
 h_a : Pérdida de carga debido a los accesorios, (L)
 h_d : Velocidad de aproximación del flujo a las rejillas,
 (LT^{-1})

- h_f : Pérdida de carga por fricción en la tubería, (L)
 h_L : Pérdidas de carga en las rejillas, (L)
 H_o : Altura inicial de la interfase en la columna, (L)
 h_t : Pérdida de carga total, (L)
 H_t : Altura de lodos en el tiempo t, (T)
 H_u : Altura de lodos a la concentración deseada, (L)
 h_v : Carga sobre el vertedor, (L)
 H_∞ : Altura de lodos después de 24 hrs, (L)
 H_2 : Altura de lodos al tiempo t_2 , (L)
 i : Gasto proveniente de los colectores, $(L^3 \cdot T^{-1})$
 i' : Constante para una suspensión dada
 IVL : Índice volumétrico de lodos, $(L^3 \cdot M^{-1})$
 K : Coeficiente de pérdidas en tuberías
 k_d : Coeficiente de decrecimiento endógeno, (T^{-1})
 L : Longitud, (L)
 N_R : Número de Reynolds
 P : Profundidad del tanque, (L)
 P_w : Concentración de SSLM expresado como un porcentaje
 Q : Gasto, $(L^3 \cdot T^{-1})$
 q : Capacidad de la bomba, $(L^3 \cdot T^{-1})$
 Q_e : Gasto del efluente, $(L^3 \cdot T^{-1})$
 Q_i : Gasto del influente, $(L^3 \cdot T^{-1})$
 Q_p : Gasto de purga, $(L^3 \cdot T^{-1})$
 Q_n : Gasto de recirculación, $(L^3 \cdot T^{-1})$
 Q_t : Gasto total, $(L^3 \cdot T^{-1})$
 Q_v : Gasto sobre el vertedor, $(L^3 \cdot T^{-1})$

- R : Radio, (L)
 R' : Tasa de recirculación, %
 S_p : Sedimentabilidad promedio, %
 SSLM : Sólidos suspendidos de licor mezclado, (M·L⁻³)
 SSVLM: Sólidos suspendidos volátiles de licor mezclado,
 (M·L⁻³)
 ST : Sólidos totales, (M·L⁻³)
 STF : Sólidos totales fijos, (M·L⁻³)
 STV : Sólidos totales volátiles, (M·L⁻³)
 SSF : Sólidos suspendidos fijos, (M·L⁻³)
 SST : Sólidos suspendidos totales, (M·L⁻³)
 SSV : Sólidos suspendidos volátiles, (M·L⁻³)
 S_δ : Pendiente de fricción
 Y : Coeficiente de máxima producción, (MSSV·M⁻¹·DBO₅
 MSSV·M⁻¹·DQO)
 α : Angulo del vertedor, grados
 β : Factor de forma de las barras, valores de Kirschmer
 ε₀ : Rugosidad absoluta del tubo nuevo, (T)
 ε_t : Rugosidad del conducto después de t años de servi-
 cio, (T)
 θ : Tiempo de retención hidráulica, (T)
 θ_c : Tiempo de retención celular, (T)
 θ_m : Tiempo mínimo de un ciclo de bombeo, (T)
 θ_Δ : Tiempo de retención hidráulica del sistema, (T)
 θ_t : Tiempo de retención hidráulica si se considera re-
 circulación, (T)
 θ° : Angulo de las rejillas con la horizontal, grados

- μ : Coeficiente de gasto en canales Parshall
- μ' : Coeficiente de viscosidad dinámica, $(M \cdot L^{-1} T^{-1})$
- ρ : Densidad del líquido, $(M \cdot L^{-3})$
- ρ_p : Densidad de la partícula, $(M \cdot L^{-3})$

1. RESUMEN

En este trabajo se presenta el análisis del diseño y de la operación de cada una de las componentes de los tres procesos de tratamiento biológico de la Planta de Tratamiento de aguas residuales de C.U. La revisión se efectuó tomando en cuenta el gasto actual de operación, (23 l/s) el gasto de diseño (40 l/s) y un gasto superior (60 l/s), con el fin de saber si es posible satisfacer la demanda de agua para riego.

En el estudio realizado se encontró que los principales problemas radican en el funcionamiento y operación del sistema de filtración terciaria, en el sedimentador secundario 1, y en el sistema filtro percolador.

De manera general, se puede decir que la eficiencia de la

PTCU es aceptable: la remoción de DBO promedio es del 86%, mientras que la remoción de DQO es del orden del 69%. El efluente final presenta una concentración de sólidos suspendidos totales de 5 mg/l. Sin embargo, la producción de agua tratada es de apenas el 39% del total del influente (787 m³ de agua tratada/día).

Por otra parte, debe considerarse que los lodos de desecho (purga) se envían sin ninguna clase de tratamiento al drenaje municipal. Si este factor se toma en cuenta, se puede decir que la PTCU resuelve el problema de aguas residuales de la UNAM, pero agrava el de la Ciudad de México.

2. INTRODUCCION

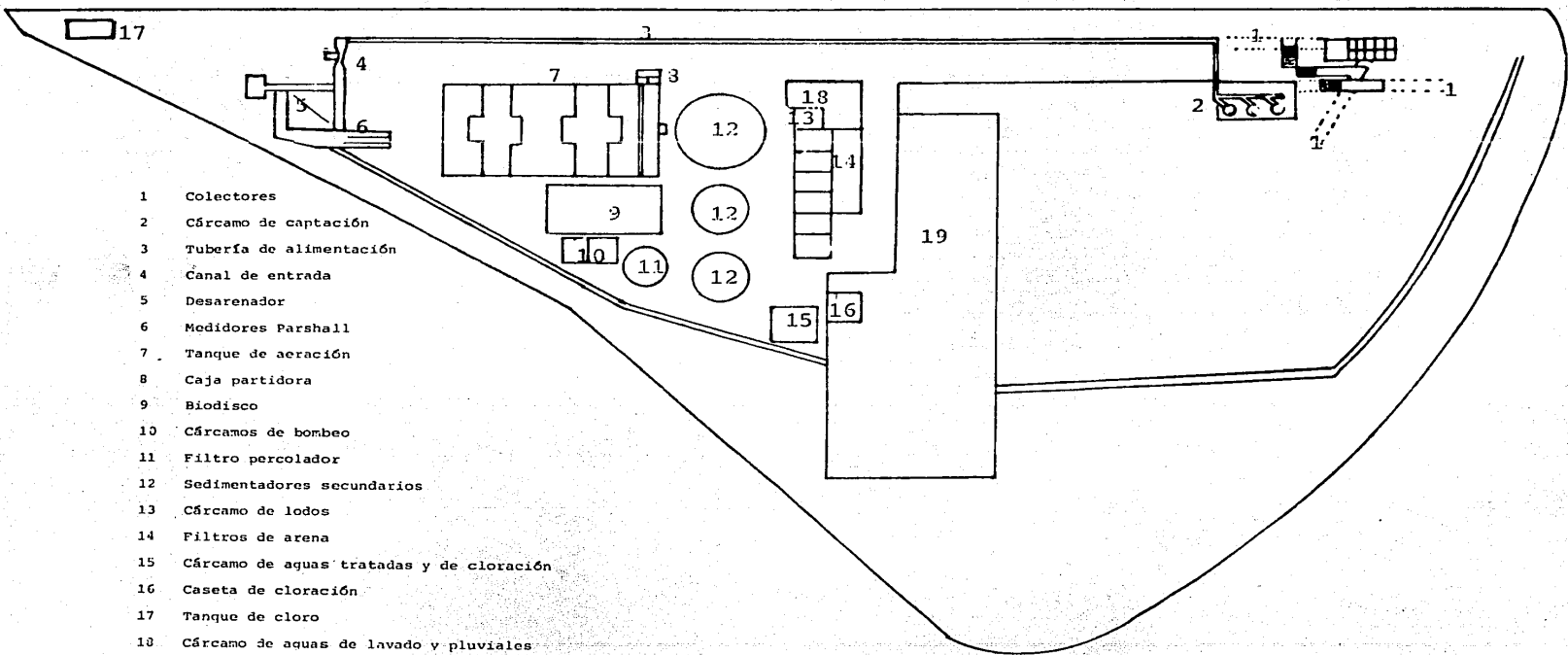
La planta de tratamiento de Ciudad Universitaria (PTCU) opera con un influente formado por la mezcla de las aguas residuales de C.U. con las de la colonia Copilco el Alto.

La PTCU está diseñada para tratar 40 l/s, pero nunca se ha logrado operar a este gasto.

En la figura 1 se muestra una vista general de la planta.

El propósito de este trabajo es llevar a cabo una revisión de los criterios de diseño más utilizados en la construcción y operación de las plantas de tratamiento de aguas residuales y compararlos con cada uno de los valores que presenta cada etapa de los procesos de tratamiento biológicos de la Planta de Tratamiento de aguas residuales de C.U. (PTCU).

Asimismo, se busca incrementar el volumen de agua tratada y el mejoramiento de calidad de la misma con el fin de poder satisfacer la demanda de agua para riego de las áreas verdes de C.U. durante la época de estiaje.



- 1 Colectores
- 2 Cárcamo de captación
- 3 Tubería de alimentación
- 4 Canal de entrada
- 5 Desarenador
- 6 Medidores Parshall
- 7 Tanque de aeración
- 8 Caja partidora
- 9 Biodisco
- 10 Cárcamos de bombeo
- 11 Filtro percolador
- 12 Sedimentadores secundarios
- 13 Cárcamo de lodos
- 14 Filtros de arena
- 15 Cárcamo de aguas tratadas y de cloración
- 16 Caseta de cloración
- 17 Tanque de cloro
- 18 Cárcamo de aguas de lavado y pluviales
- 19 Edificio principal

Figura 1. Planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria.

3. DESCRIPCION Y EVALUACION DEL DISEÑO DE LA PTCU

3.1 *Descripción del funcionamiento de la planta*

La planta de tratamiento de C.U. (PTCU) tiene por objeto reutilizar las aguas de desecho de la UNAM y de la colonia Copilco El Alto como agua de riego de las áreas verdes.

El gasto de diseño es de 40 l/s y se piensa aumentar este gasto en el futuro (probablemente 60 l/s)*. La planta de tratamiento consiste en un sistema de rejillas, un desarenador, tres sistemas de tratamiento de tipo biológico en paralelo, se dimentadores secundarios, filtros de arena y un tanque de cloración.

* Comunicación oral con la DGO-UNAM

El gasto de diseño de la planta se distribuye para su tratamiento en los tres sistemas biológicos de la siguiente forma:

a) Sistema de lodos activados, 20 l/s

Este sistema cuenta con un tanque de aeración mecánica, un cárcamo de recirculación y una caja partidora.

b) Sistema de biodiscos, 10 l/s

Cuenta con una serie de discos biológicos.

c) Sistema filtro percolador, 10 l/s

Cuenta con un cárcamo de bombeo del influente, una biotorre, una caja partidora y un cárcamo de bombeo hacia el sedimentador secundario.

El presente estudio tiene como cometido revisar los dispositivos de descontaminación de la planta y compararlos con los criterios típicos de diseño que se presentan en la bibliografía, así como determinar en que casos y bajo que condiciones se puede operar con un gasto mayor al de diseño. En la figura 2 se presenta el diagrama de flujo correspondiente al paso del agua a través de los tres sistemas de tratamiento.

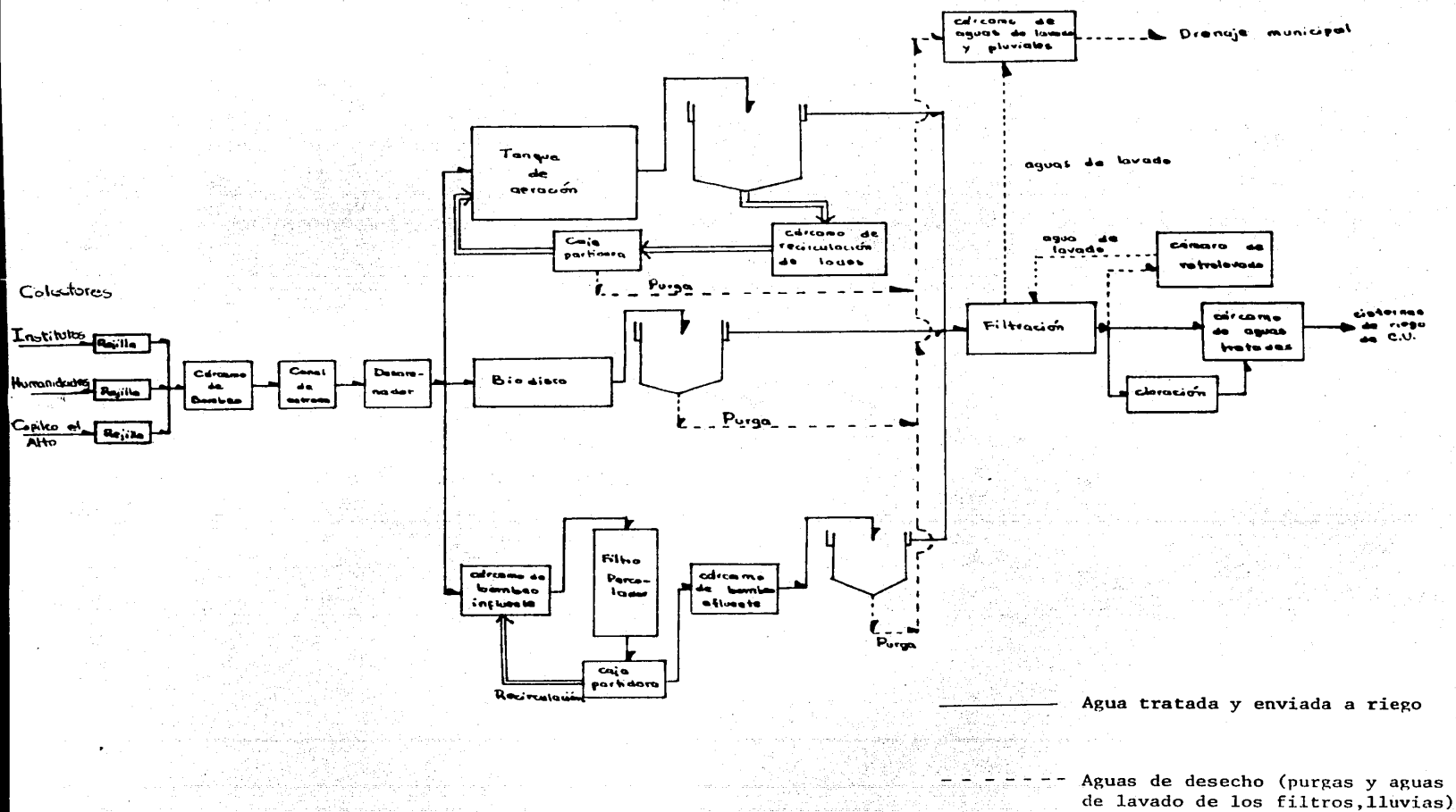


Figura 2. Diagrama de flujo de la PTCU

3.2 Evaluación de las diferentes etapas del proceso

3.2.1 Obra de toma

La obra de toma de la PTCU se encuentra constituida por tres colectores (figura 3), dos que conducen parte del agua de de secho de la UNAM y uno, con agua residual de la colonia Copilco El Alto.

Los diámetros de los colectores son los siguientes:

- 1) 0.91 m, colector Zona Antigua
- 2) 0.91 m, colector Institutos
- 3) 0.61 m, colector Copilco El Alto.

En cada colector se encuentra una compuerta de tipo Miller que regula el gasto de entrada al tanque de captación.

Las elevaciones de los canales son diferentes entre sí (figura 4), razón por la cual entra preferentemente el agua de Copilco El Alto. Cabe hacer notar que, en ocasiones, el agua residual de la UNAM no logra entrar al cárcamo de captación debido a que los colectores Zona Antigua e Institutos actúan como vertedores de excedencias. Generalmente esto ocurre cuando la planta opera a gastos menores de $0.020 \text{ m}^3/\text{s}$, o cuando la aportación de dichos colectores disminuye -usualmente

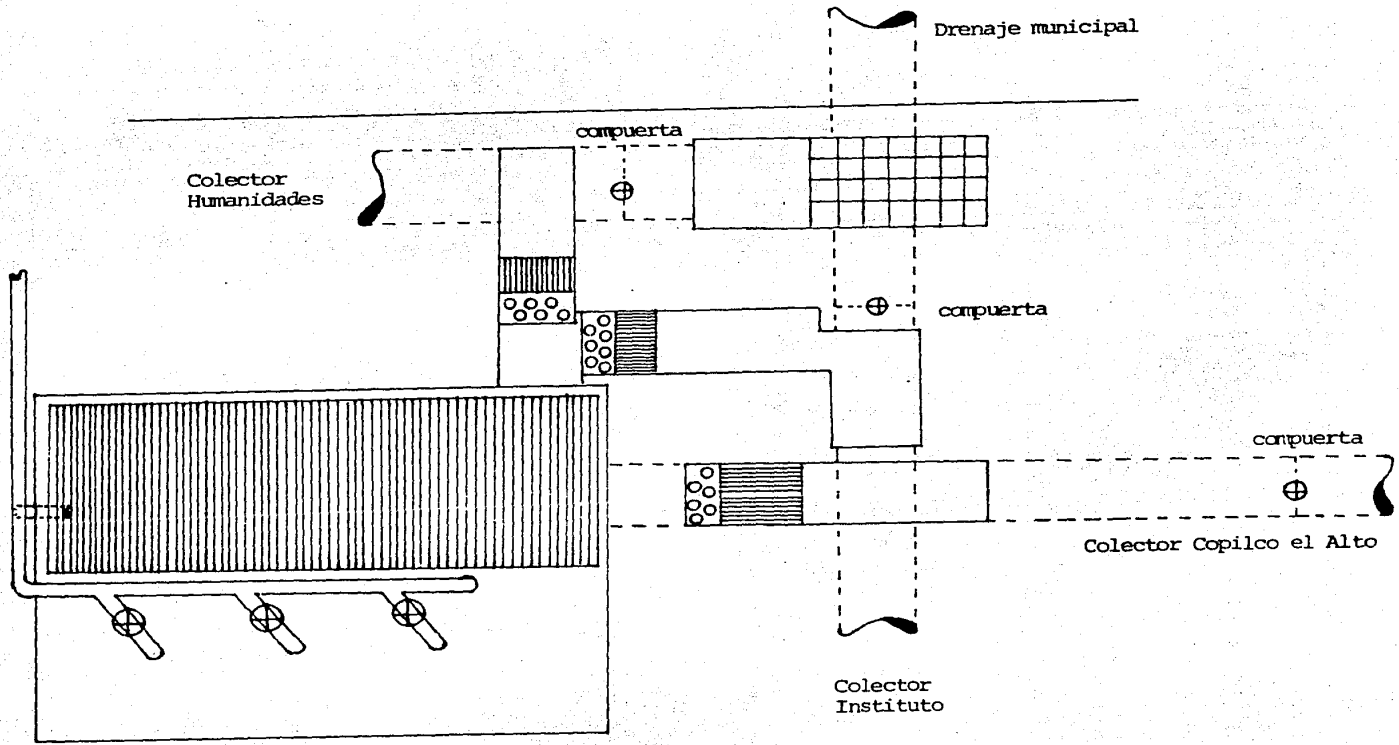


Figura 3. Colectores

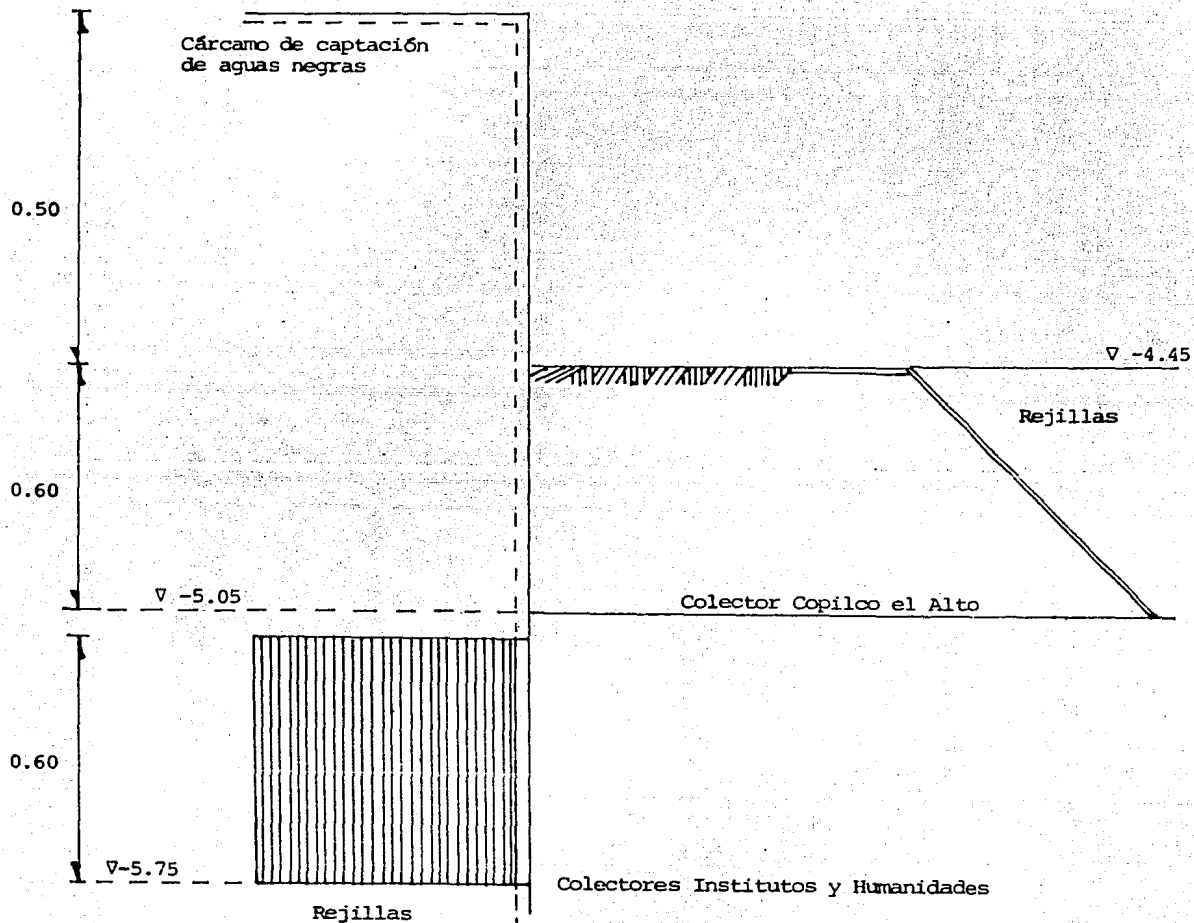


Figura 4. Elevaciones de los Colectores

durante los fines de semana-.

Por otra parte, se efectuaron análisis para determinar el volumen de arena que transportan cada uno de los diferentes colectores, y, con base en ello poder determinar si existe la posibilidad de afectar el funcionamiento del equipo de bombeo.

Los valores promedio de sólidos sedimentables en el agua residual urbana son 5,10 y 20 ml/l para aguas de concentración baja, media y fuerte respectivamente. Como se puede observar en la Tabla 1, el volumen de arenas que transportan los colectores de la planta es mínimo, ya que oscila entre 0.4 y 2 ml/l, por lo que no se considera indispensable la instalación de un desarenador antes del equipo de bombeo.

3.2.2 Rejillas

La remoción de los sólidos gruesos conforma la primera operación en el tratamiento del agua residual, con el objeto de proteger al equipo restante. Dicha remoción de sólidos se logra principalmente mediante el uso de rejillas.

En general, las rejillas están formadas por una serie de barras paralelas de claro uniforme, verticales o inclinadas, colocadas de manera transversal en el canal donde fluye el agua (obra de toma).

TABLA 1. SOLIDOS SEDIMENTABLES EN LOS COLECTORES

No.	Fecha 1986	Hora	C O L E C T O R		
			Copilco ml/l	Institutos ml/l	Zona Antigua ml/l
1	26-V	9:30	1.2	2.0	0.8
2	29-V	14:30	0.0	0.5	0.0
3	30-V	10:16	0.0	1.1	0.8
4	2-VI	8:50	0.0	2.0	0.0
5	3-VI	13:30	0.5	2.5	0.6
6	5-VI	12:00	0.2	4.0	0.3
7	6-VI	9:00	1.0	1.5	1.0
8	9-VI	10:30	0.6	3.0	0.5
9	10-VI	10:00	0.0	2.5	0.8
10	11-VI	10:00	0.0	0.5	0.7
11	12-VI	11:20	0.4	1.0	0.5
12	16-VI	8:30	0.6	1.0	1.0
13	17-VI	14:00	0.9	2.0	0.0
14	19-VI	11:00	0.3	0.5	1.0
15	21-VI	12:40	0.0	0.5	0.0
16	24-VI	11:20	0.0	1.0	0.0
17	25-VI	11:00	0.5	2.5	0.5
18	27-VI	10:30	0.6	1.5	0.7
19	29-VI	9:20	0.2	1.0	0.8
20	30-VI	8:30	0.5	0.5	0.5
21	1-VII	11:20	0.0	0.8	1.0
22	2-VII	10:10	0.6	5.0	0.0
23	3-VII	11:30	0.0	0.6	0.8
24	5-VII	14:20	0.4	2.5	0.6
25	7-VII	13:20	0.6	3.0	0.5
PROMEDIO			0.36	1.72	0.53
DESVIACION ESTANDARD			0.35	1.2	0.35

Las rejillas se clasifican de la siguiente manera:

- 1) de limpieza manual
- 2) de limpieza mecánica.

Rejillas de limpieza manual

Se recomienda utilizarlas únicamente en plantas de tratamiento muy pequeñas. Estos dispositivos se sitúan en el canal de entrada con un ángulo variable entre los 30° y 45° con respecto a la horizontal (ASCE-1970).

Sólo se recomienda el uso de rejillas de limpieza manual en canales poco profundos debido a la dificultad que presenta el proceso de limpieza.

Cuando se tiene que remover una cantidad considerable de arena, se recomienda que la velocidad de paso del agua a través de las rejillas no sea mayor de 0.75 m/s para el gasto máximo.

En la Tabla 2 se proporcionan los valores típicos de diseño de las rejillas de limpieza manual.

TABLA 2. CRITERIOS DE DISEÑO TÍPICOS PARA REJILLAS DE LIMPIEZA MANUAL Y MECÁNICA

	Tipo de Limpieza	
	Manual	Mecánica
Tamaño de barra:		
Espesor, mm	5-15	5-15
Ancho, mm	25-75	25-75
Claro entre barras, mm	25-50	15-75
Angulo con la vertical, grados	30-45	0-30
Velocidad de aproximación, m/s	0.3-0.6	0.6-1.0
Pérdida de carga permisible, mm	150	150

FUENTE: Metcalf & Eddy, 1979

Rejillas de limpieza mecánica

El uso de las rejillas de limpieza mecánica se generaliza cada día más, a fin de disminuir el trabajo manual y evitar que se atasquen o tapen con mucha basura por descuido o por alguna avenida extraordinaria. Las rejillas están controladas automáticamente, en tal forma que, cuando las pérdidas de carga rebasan un punto permisible el sistema de limpieza funciona y retira toda la basura atrapada en ellas.

Las rejillas de limpieza mecánica pueden ser de limpieza frontal o de limpieza posterior. En la misma tabla 2 se muestran

los criterios de diseño de las rejillas de limpieza mecánica.

Para ambos tipos de rejillas -manual y mecánica- se debe considerar la utilización de un área de drenaje donde colocar la basura captada por las rejillas, antes de efectuar su disposición final, para que ésta escurra.

Pérdidas de carga

Las pérdidas de carga permisibles en rejillas de limpieza manual así como en rejillas de limpieza mecánica son de 150 mm (Metcalf & Eddy, 1979).

Estas pérdidas se estiman mediante la siguiente fórmula:

$$h_L = \beta \left(\frac{w}{b}\right)^{\frac{4}{3}} h_d \text{ sen } \theta^\circ \quad (1)$$

donde,

h_L : pérdidas de carga, m

β : factor de forma de las barras, valores de Kirschmer

w : espesor de la barra, m

h_d : velocidad de aproximación del flujo a la rejilla, m/s

θ° : ángulo de las rejillas con la horizontal, grados

b : claro mínimo entre barras, m.

Los valores de β se presentan en la Tabla 3.

TABLA 3. VALORES DE KIRSCHMER PARA β

TIPO DE BARRA	β
Rectangular	2.42
Semicircular aguas arriba	1.83
Circular	1.79
De gota	1.67

FUENTE: Metcalf & Eddy, 1979.

En la figura 5 se muestra una gráfica donde se puede calcular, de manera aproximada, la cantidad de basura retenida por las rejillas tomando en cuenta el claro libre entre barras.

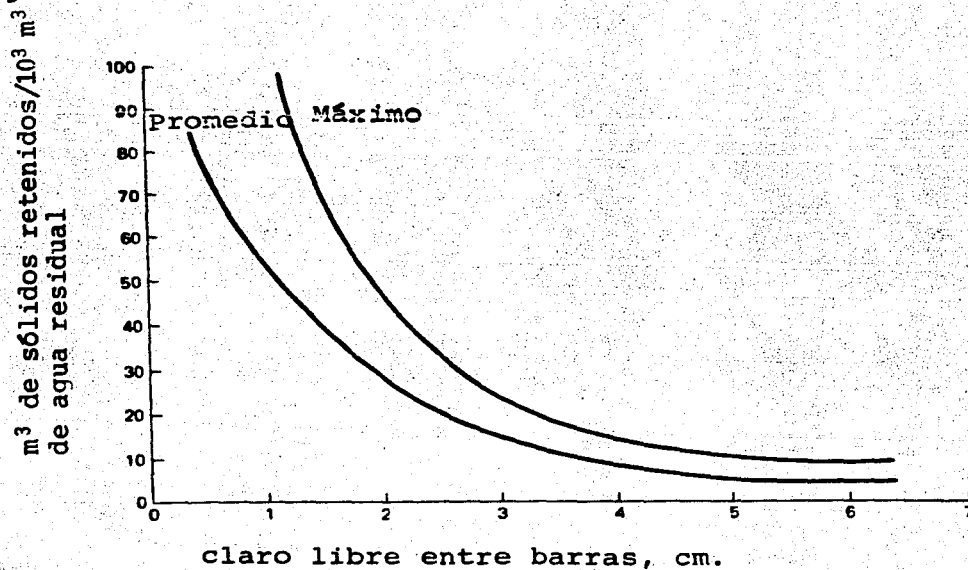


Figura 5. Cantidad de sólidos recolectados en rejillas de limpieza mecánica.

Disposición final

En plantas de tratamiento pequeñas, la basura proveniente de las rejillas puede enterrarse dentro de los terrenos de la misma planta, o bien, disponerse junto con los residuos sólidos municipales. Otra solución es la incineración de dichos residuos.

Debido al gran deterioro que presentan las rejillas en la PTCU, se planteó la alternativa de rediseñarlas atendiendo a las normas de diseño (Metcalf & Eddy, 1979; ASCE, 1982) y a las características que presentan cada uno de los canales colectores. Cabe aclarar que no se efectuó el cálculo de las pérdidas de carga en las rejillas existentes debido a que no es posible determinar el claro mínimo entre las barras.

Diseño de rejillas

Se consideró un ancho de 0.60 m con el fin de uniformizar los canales (los tres presentan medidas sumamente aproximadas a éstas).

Condiciones de diseño

Ancho del canal	60.0 cm
Claro entre barras	2.6 cm
Ancho de barras	5.0 cm
Espesor de barras	0.6 cm

Si se considera:

$$18 \text{ barras: } 18 \times 0.6 = 10.8$$

$$19 \text{ claros: } 19 \times 2.6 = \underline{49.4}$$

$$60.2 \text{ cm}$$

Por cuestiones de tipo constructivo, cada uno de los canales tienen diferentes alturas y diferentes velocidades de aproximación del flujo a la rejilla.

3.2.2.1 Colector Copilco El Alto

En la Tabla 4 se proporcionan las velocidades en el colector Copilco El Alto. En las mediciones se utilizó un micromolineté calibrado de tal manera que una revolución por segundo equivalía a 0.30 m/s. Estas mediciones se realizaron durante 17 días y a diferentes horas.

La velocidad promedio resultante fue de 0.4056 m/s, con la que se calculó la pérdida de carga.

TABLA 4. VELOCIDAD DEL FLUJO EN EL COLECTOR COPILCO EL ALTO

No.	Fecha 1986	Hora	No. de revoluciones	Tiempo (s)	Velocidad (m/s)
1	9-VI	9:30	30	21.73	0.414
2	10-VI	11:20	28	23.81	0.360
3	11-VI	13:30	25	18.63	0.403
4	12-VI	12:00	24	21.96	0.330
5	13-VI	8:40	42	29.73	0.424
6	16-VI	15:30	31	27.00	0.344
7	18-VI	13:10	24	16.62	0.430
8	20-VI	10:15	25	19.57	0.383
9	21-VI	8:45	26	19.70	0.395
10	23-VI	10:40	30	19.21	0.468
11	24-VI	9:00	31	19.56	0.475
12	26-VI	11:10	27	20.23	0.400
13	29-VI	14:15	26	19.99	0.390
14	30-VI	13:40	28	19.91	0.422
15	2-VII	16:50	29	22.81	0.381
16	3-VII	15:00	31	19.52	0.476
17	5-VII	9:20	26	19.44	0.401
PROMEDIO					0.4056

Se dió a las rejillas una inclinación de 30° con respecto a la vertical y una altura de canal de 0.60 m. El ángulo fue elegido con la consideración de que se trata de rejillas de limpieza manual, pero sin dejar de tomar en cuenta la posibilidad de colocar en el futuro un sistema de limpieza mecánica.

En la figura 6 se presenta el croquis empleado para el diseño de las rejillas del Colector Copilco El Alto.

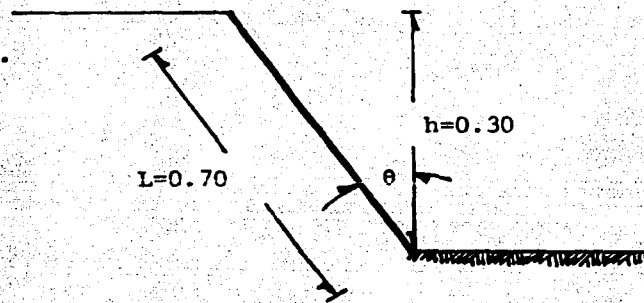


Figura 6. Croquis para el diseño de las rejillas del colector Copilco El Alto.

De acuerdo con la figura 6, la longitud de las rejillas, L , es:

$$L = \frac{0.60 \text{ m}}{\cos 30^\circ} = 0.69 \text{ m} \approx 0.70 \text{ m}$$

Para el cálculo de las pérdidas de carga, se tomaron en cuenta los siguientes factores:

- 1) $\beta = 2.42$
- 2) $W = 0.006 \text{ m}$
- 3) $b = 0.026 \text{ m}$
- 4) $\theta^\circ = 90^\circ - 30^\circ = 60^\circ$
- 5) $h_d = 0.4056 \text{ m/s}$

De tal forma que la pérdida de carga, h_L , en el colector Copilco El Alto es:

$$h_L = 2.42 \left(\frac{0.006}{0.026} \right)^{4/3} (0.4056) \text{ sen } 60^\circ$$

$$h_L = 0.1203 \text{ m} = 120.3 \text{ mm}$$

Como se puede observar, la pérdida de carga se encuentra dentro de los valores permisibles recomendados por la bibliografía (Tabla 2).

Se intentó medir las velocidades de entrada de los canales colectores Institutos y Humanidades, pero por las razones mencionadas en la sección 3.2.1, se registraron velocidades de salida. Esto impidió que se efectuaran los cálculos correspondientes a la pérdida de carga en dichos colectores.

3.2.2.2 Colector Institutos

En la figura 7 se presenta el croquis utilizado para el diseño de las rejillas del colector Institutos.

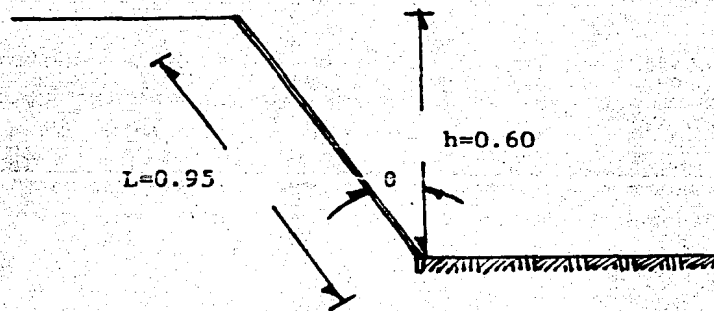


Figura 7. Croquis para el diseño de las rejillas del colector Institutos.

Como se observa en la figura 7, el ángulo de las rejillas se definió con base en las razones mencionadas en la sección 3.2.2.1, y la altura del canal de llegada es de 0.82 m.

De acuerdo con lo anterior, la longitud de la rejilla del colector Institutos resulta de:

$$L = \frac{0.82 \text{ m}}{\cos 30^\circ} = 0.9468 \text{ m} \approx 0.95 \text{ m}$$

3.2.2.3 Colector Humanidades

La longitud de las rejillas del colector Humanidades, empleando los datos mostrados en la figura 8, resulta de:

$$L = \frac{0.80 \text{ m}}{\cos 30^\circ} = 0.923 \text{ m} \approx 0.93 \text{ m}$$

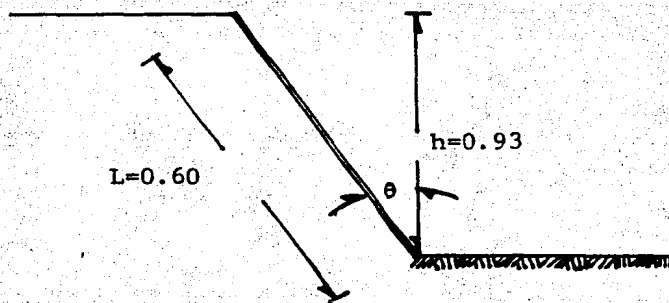


Figura 8. Croquis para el diseño de las rejillas del colector Humanidades.

3.2.3 Cárcamo de captación

El cárcamo de captación almacena el agua residual proveniente de la obra de toma. Existen dos tipos de cárcamos:

- a) Húmedos
- b) Secos

Cárcamo de captación tipo húmedo

En este tipo de cárcamo se almacena el agua antes de ser bombeada. Como las bombas están sumergidas es aconsejable que el cárcamo se encuentre dividido en dos o más secciones con el fin de poder proporcionar servicio a cada una de las bombas instaladas sin tener que parar, totalmente, la captación del agua.

La forma del cárcamo es muy importante para minimizar la sedimentación por lo que, el fondo debe tener una inclinación con pendiente 1:1 o mayor hacia la entrada de la bomba (Metcalf & Eddy, 1981), esto es, se procura evitar las aristas.

El volumen necesario para los cárcamos húmedos depende de la forma de operación de las bombas. Para bombas de velocidad variable, capaces de adaptarse al gasto que proporcionan los colectores, el volumen de almacenamiento del cárcamo es pequeño; depende del tiempo necesario para que varíe la capacidad del sistema de bombeo y, por lo general, es inferior a un minuto. Por otro lado, las bombas de gasto constante requieren cárcamos con volúmenes de almacenamiento grandes para evitar ciclos de funcionamiento pequeños. Para motores de jaula de ardilla que operan entre 20 y 100 HP el tiempo entre los arranques no debe ser inferior de 15 minutos; para motores entre 100 y 200 HP este tiempo oscila entre 20 y 30 minutos y para

bombas menores de 20 HP es de hasta 10 minutos, aunque se recomienda que no sea inferior de 15 minutos (Metcalf & Eddy, 1981).

Para determinar el volumen del cárcamo se supone que el tiempo mínimo de un ciclo de operación de una bomba se presenta cuando el gasto del influente es igual a la mitad de la capacidad de bombeo. De esta manera, los tiempos de paro y de arranque son iguales y la bomba se encuentra prendida la mayor parte del tiempo a gastos superiores y apagada a gastos inferiores.

Así, suponiendo que i es el gasto proveniente de los colectores y q el gasto de operación de las bombas, podemos expresar el tiempo de llenado del cárcamo t_i , cuando la bomba no funciona, como:

$$t_i = \frac{V_c}{i} \quad (2)$$

donde V_c es el volumen del cárcamo, en m^3 .

Del mismo modo, el tiempo de vaciado del cárcamo con la bomba en operación, t_v , es:

$$t_v = \frac{V_c}{q - i} \quad (3)$$

De acuerdo con las ecuaciones 2 y 3, la duración del ciclo de operación de la bomba, θ_m , es:

$$\theta_m = t_i + t_v = \frac{V_c}{i} + \frac{V_c}{q - i} \quad (4)$$

de donde:

$$\frac{V_c}{\theta_m} = i - \frac{i^2}{q} \quad (5)$$

Para minimizar el ciclo, se deriva esta ecuación, esto es, se obtiene el volumen máximo necesario:

$$\frac{d}{d_i} \left(\frac{V_c}{\theta_m} \right) = 1 - \frac{2i}{q} = 0 \quad (6)$$

por lo que:

$$q = 2i \quad (7)$$

Lo que demuestra que el gasto de la bomba es dos veces el gasto del influente, como se mencionó anteriormente.

Al sustituir la ecuación (7) en (4) y simplificar:

$$V_c = \frac{q \theta_m}{4} \quad (8)$$

que proporciona el volumen del cárcamo para una bomba.

Por otra parte, ASCE-1970 especifica que el ciclo de operación de cada bomba nunca debe ser inferior de cinco minutos y que el tiempo de retención no debe exceder de 30 minutos. Esto último debido a que en periodos mayores se generan olores desagradables y se acumulan los sólidos pesados en el fondo; lo que ocasionaría, entre otras cosas, aumentar la frecuencia de desazolve del cárcamo.

Cárcamo tipo seco

En los cárcamos de tipo seco las bombas están localizadas en un piso intermedio del cárcamo o afuera de él (figura 9).

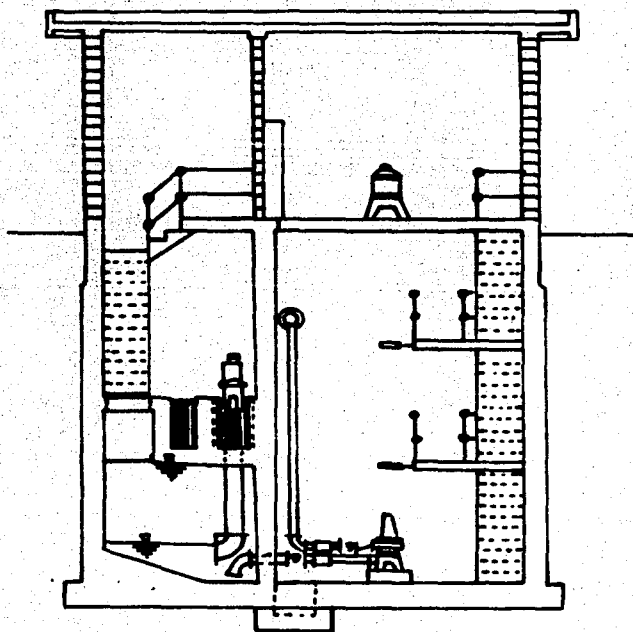


Figura 9. Cárcamo de tipo seco

El cárcamo de la planta de tratamiento de C.U. es de tipo húmedo (figura 10). Tiene un volumen total de 62 m^3 . En él se encuentran dos bombas de 15 HP y otra de 10 HP.

No tiene pendiente en los extremos, lo que ocasiona que se presenten zonas de acumulación de azolve, principalmente en las aristas opuestas a las bombas (información oral).

En consecuencia, el cárcamo debe ser desazolvido frecuentemente. Durante 1986, esta operación se efectuó en los meses de mayo, julio y diciembre (comunicación oral con el superintendente).

Con el fin de espaciar la frecuencia del desazolvido de este cárcamo, se propone la construcción de varios chaflanes, de acuerdo con la inclinación recomendada anteriormente (figura 11). La localización de éstos se determinó con base en las observaciones de los operadores sobre las zonas de acumulación de azolves.

Si se toma en cuenta que este cárcamo presenta un tirante promedio de 2.5 a 3.0 m, el volumen de agua para cada uno de ellos es:

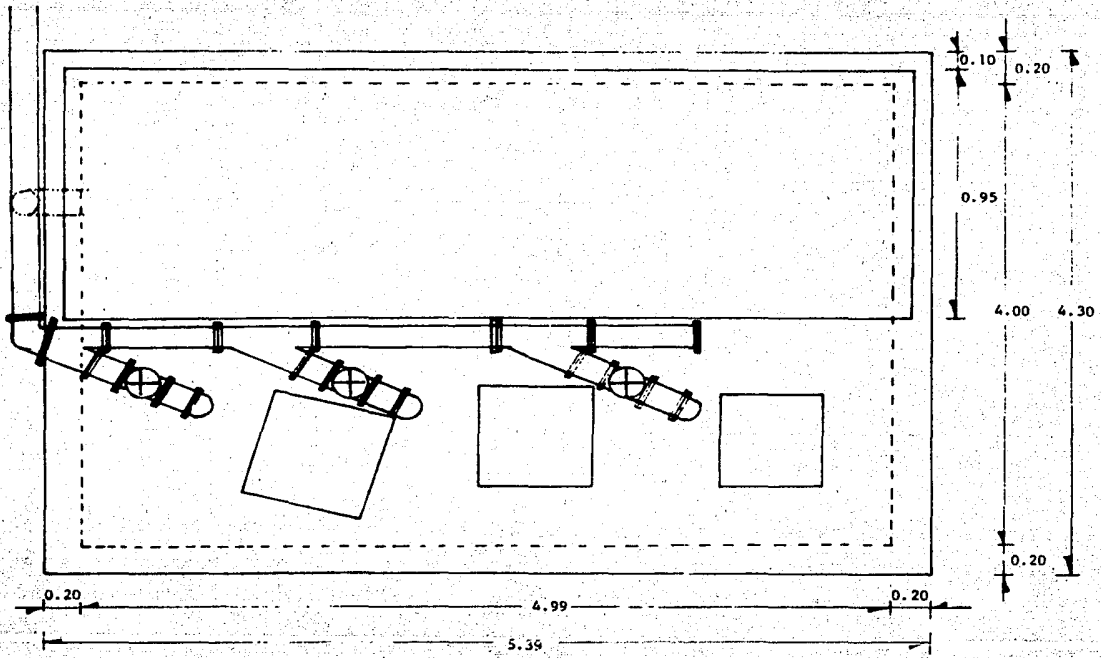


Figura 10. Cárcamo de la PTCU.

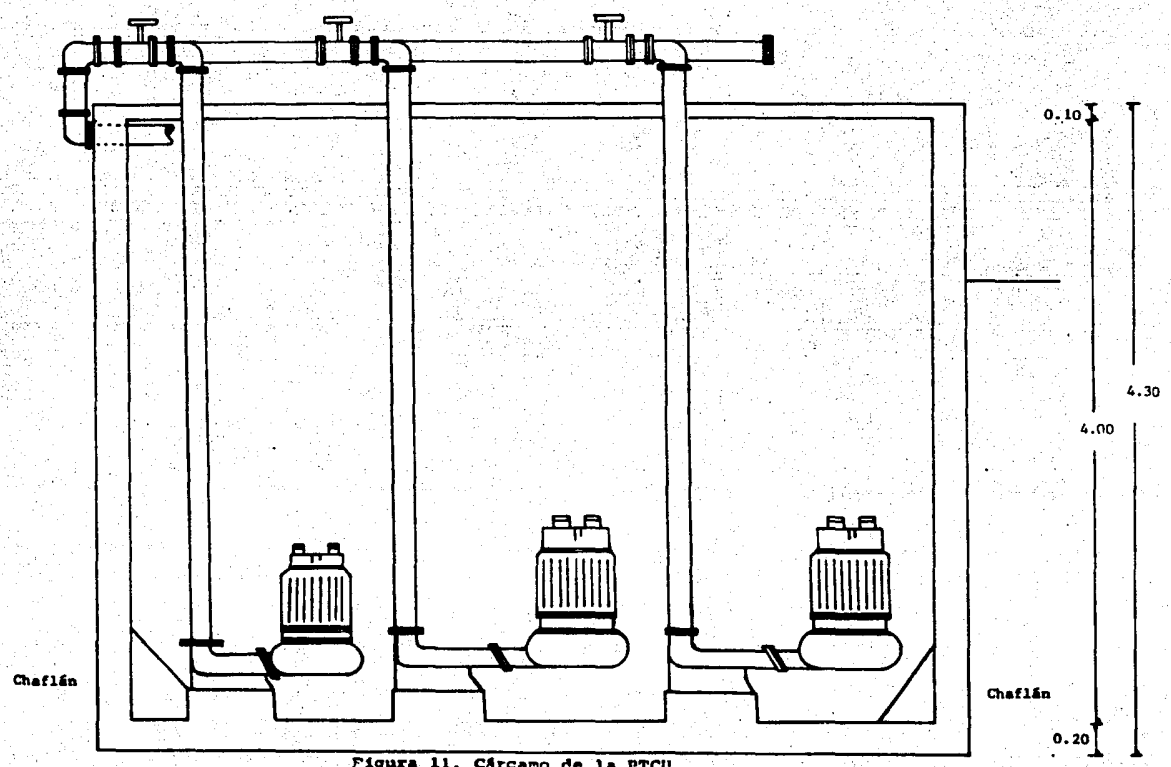


Figura 11. Cárcamo de la PTCU

$$y_1 = 2.50 \text{ m}$$

$$V_1 = 39.0 \text{ m}^3$$

$$y_2 = 3.00 \text{ m}$$

$$V_2 = 46.5 \text{ m}^3$$

Además, el gasto promedio de bombeo varía de 0.025 a 0.03 m³/s, y mediante la utilización de la ecuación (9) se obtienen los tiempos de retención, θ , mostrados en la Tabla 5.

$$\theta = \frac{V_c}{q} \quad (9)$$

TABLA 5. TIEMPOS DE RETENCION EN EL CARCAMO DE CAPTACION

q (m ³ /s)	θ_{y_1} (min)	θ_{y_2} (min)
0.025	26	31
0.030	22	26
0.035	19	22
0.040	17	19
0.060	11	13

En ocasiones se ha constatado la presencia de olores desagradables que coinciden con un gasto de bombeo inferior a 0.025 m³/s.

Ahora bien, si se considera que la duración del ciclo de operación de la bomba es de 15 minutos de acuerdo con las recomendaciones antes mencionadas; el volumen del cárcamo de cap-

tación para diferentes gastos de bombeo se presenta en la Tabla 6.

TABLA 6. VOLUMEN DEL CARCAMO DE CAPTACION PARA DIFERENTES GASTOS DE BOMBEO PARA UNA BOMBA

q m^3/s	θ_m min	V_c m^3
0.025	15	5.63
0.030	15	6.75
0.035	15	7.88
0.040	15	9.00
0.060	15	13.00

Como se puede observar en la Tabla 6, el volumen del cárcamo es suficiente aún si se aumenta el gasto de diseño a 0.06 m^3/s .

3.2.4 Tubería de alimentación

La planta de tratamiento tiene una tubería de alimentación de acero al carbón de seis pulgadas de diámetro y 92 m de longitud que conecta a las bombas con el canal de entrada al desarenador.

Metcalf & Eddy (1972), recomienda que la velocidad del agua residual en la tubería oscile entre 1.1 y 1.5 m/s, con el fin

de arrastrar los sólidos que pudiesen sedimentar durante el paro de las bombas. En la Tabla 7 se muestra el gasto que deben enviar las bombas para mantener esta velocidad en diferentes diámetros de tubería.

TABLA 7. GASTOS REQUERIDOS PARA MANTENER LA VELOCIDAD MINIMA DE BOMBEO.

Diámetro de la tubería pulgadas	Gasto de bombeo $v = 1.1 \text{ m/s}$ l/s
6	19.42
8	34.57
10	54.25

FUENTE: Metcalf & Eddy, 1972

A continuación se calculan las pérdidas de carga ocasionadas por la fricción de acuerdo con el criterio de Genijew (Sotelo, 1984). En este método se toma en cuenta la modificación de la rugosidad absoluta del tubo nuevo, el tipo de agua que fluye y el número de años de servicio de la tubería. La ecuación de base es:

$$\epsilon_t = \epsilon_0 + at \quad (10)$$

donde,

ϵ_0 : rugosidad absoluta del tubo nuevo, en mm

a : coeficiente que depende del grupo en el que se clasifica que el agua que va a escurrir

t : número de años de servicio de la tubería

ϵ_t : rugosidad del conducto, después de t años de servicio en mm.

En la Tabla 8 se muestran los diversos valores de a .

La rugosidad absoluta empleada para el cálculo corresponde con la de tubos comerciales de acero soldado de calidad normal nuevo, cuyo valor según Sotelo (1984), es de $\epsilon_0 = 0.10$ mm.

Puesto que la planta de tratamiento opera desde 1982, se consideró que la tubería tiene cinco años de servicio.

De acuerdo con la Tabla 8, el agua residual que se trata en la planta se sitúa en el grupo IV -debido a la gran cantidad de materia orgánica que contiene- por lo que $a = 0.51$.

De la ecuación (10) se obtuvo que la rugosidad del conducto es:

$$\epsilon_t = 0.10 + 0.51 (5)$$

$$\epsilon_t = 2.65 \text{ mm}$$

TABLA 8. COEFICIENTES a DE LA FORMULA DE GENIJEV

GRUPO	CARACTERISTICAS DEL AGUA	INTERVALO	VALOR TÍPICO
I	Agua con poco contenido mineral que no origina corrosión. Agua con pequeño contenido de materia orgánica y de solución de hierro.	0.005-0.055	0.025
II	Agua con poco contenido mineral que origina corrosión. Agua que contiene menos de 3 mg/l de materia orgánica y hierro en solución	0.055-0.18	0.07
III	Agua que origina fuerte corrosión y con escaso contenido de cloruros y sulfatos (100-150 mg/l). Agua con contenido de hierro mayor de 3 mg/l	0.18 -0.40	0.20
IV	Agua que origina corrosión, gran contenido de sulfatos y cloruros (500-700 mg/l). Agua impura con gran cantidad de materia orgánica.	0.40 -0.60	0.51
V	Agua con gran cantidad de carbonatos, pero de dureza pequeña permanente, con residuo denso de 2000 mg/l	0.6 -1.5	--

FUENTE: Sotelo, 1984

De acuerdo con la figura 12 para un tubo de rugosidad relativa:

$$\frac{\epsilon_t}{D} = \frac{2.65 \text{ mm}}{152.4 \text{ mm}} = 0.017$$

el factor de fricción, f , para un diámetro de 152.4 m (6 pulg) es 0.046.

La pendiente de fricción, S_f , esta dada por:

$$S_f = \frac{f}{D} \frac{v^2}{2g} \quad (11)$$

donde, $\frac{f}{D} = \frac{0.046}{0.1524} = 0.302$

Para diferentes gastos, las velocidades en el tubo se calcularon de acuerdo con la ecuación (12), y los resultados se muestran en la Tabla 9.

$$v = \frac{4 Q}{\pi D^2} \quad (12)$$

donde,

v : velocidad del agua en el tubo, m/s

Q : gasto propuesto, m^3/s

D : diámetro de la tubería, m.

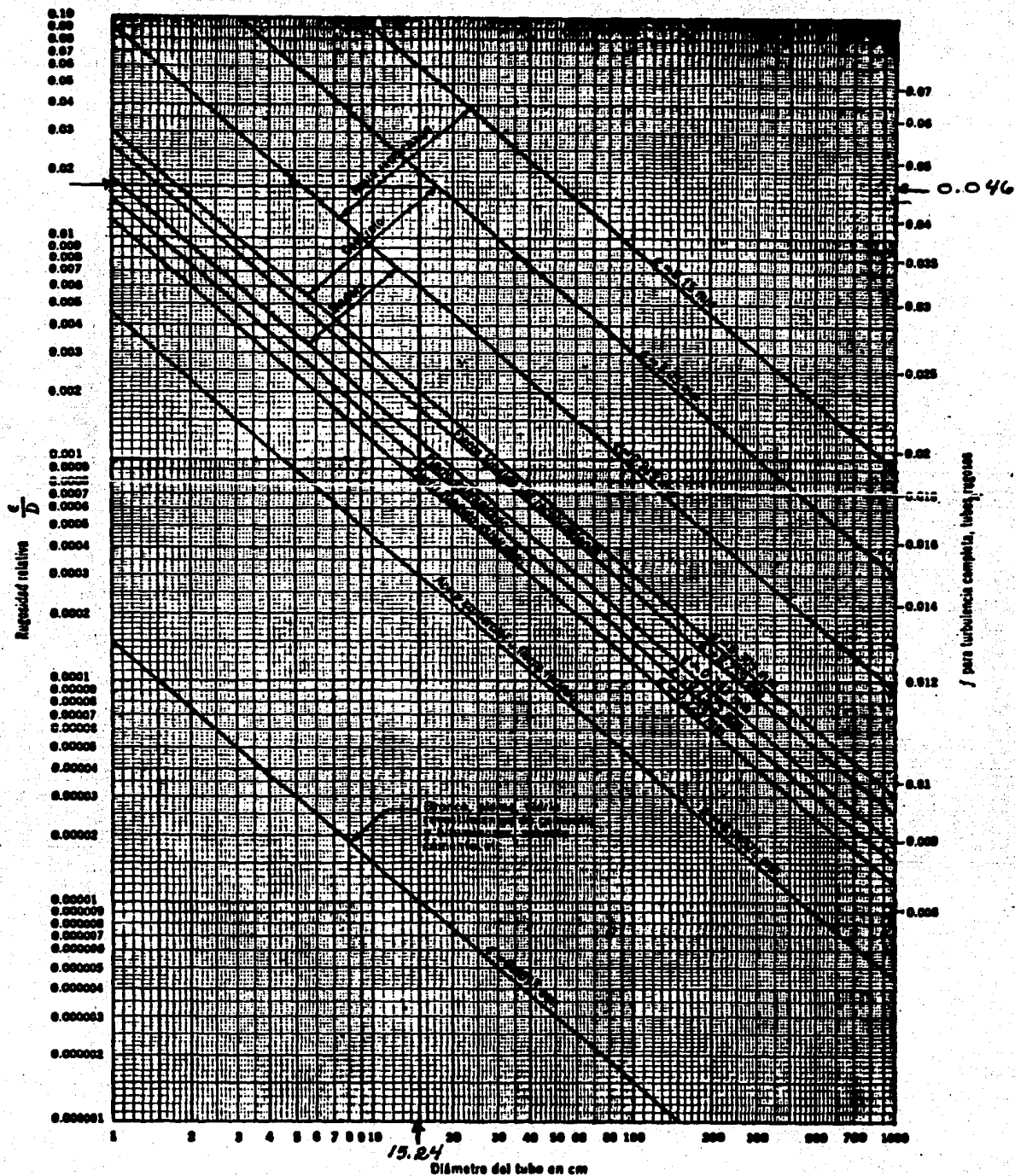


Figura 12. Gráfica de rugosidad relativa

Los valores de S_f en la tubería de alimentación se presentan en la tabla 9, así como los valores de h_f , pérdida por fricción en la tubería, los cuales fueron calculados con la fórmula:

$$h_f = S_f L \quad (13)$$

donde,

L : longitud de la tubería, m.

TABLA 9. PERDIDA DE CARGA EN LA TUBERIA DE ALIMENTACION A DIFERENTES GASTOS

Q (m ³ /s)	v (m/s)	$v^2/2g$ (m)	S_f	h_f (m)	h_a (m)	h_T (m)
0.005	0.27	0.004	0.0012	0.11	0.03	0.14
0.010	0.55	0.015	0.0045	0.42	0.12	0.56
0.015	0.82	0.034	0.0103	0.94	0.28	1.22
0.020	1.10	0.062	0.0187	1.72	0.50	2.22
0.025	1.37	0.096	0.0290	2.67	0.78	3.45
0.030	1.64	0.137	0.0414	3.80	1.11	4.91
0.035	1.92	0.188	0.0567	5.22	1.53	6.75
0.040	2.19	0.244	0.0736	6.78	1.98	8.76
0.045	2.47	0.311	0.0939	8.64	2.52	11.16
0.050	2.74	0.383	0.1156	10.64	3.11	13.75
0.055	3.02	0.465	0.1404	12.92	3.78	16.70
0.600	3.29	0.551	0.1664	15.31	4.74	20.05

Mediante una visita a la tubería de alimentación de la PTCU se observó que existen ocho cambios de dirección. En la Tabla 10 se muestran los coeficientes de pérdidas correspondientes.

TABLA 10. COEFICIENTE DE PERDIDA POR CAMBIO DE DIRECCION.

R/D	Coeficientes de Pérdida (K)				
	15°	30°	45°	60°	90°
1	0.03	0.07	0.14	0.18	0.22
2	0.03	0.06	0.09	0.11	0.135
3	0.03	0.06	0.08	0.09	0.10
4	0.03	0.06	0.07	0.085	0.08

Adaptado de: Sotelo, 1984

Los cambios de dirección cumplen con una relación radio/diámetro (R/D) igual a uno. La tubería cuenta, además, con tres válvulas check y cuatro válvulas de compuerta.

Los coeficientes de pérdida totales debido a cambios de dirección y accesorios son de:

- 1) 4 cambios de dirección de 45°

$$K = 0.14 \times 4 = 0.56$$

2) 4 cambios de dirección de 90°

$$K = 0.22 \times 4 = 0.88$$

3) 3 válvulas check

$$K = 2.0 \times 3 = 6.0$$

4) 4 válvulas de compuerta

$$K = 0.17 \times 4 = \frac{0.68}{K_T = \sum K = 8.12}$$

Con base en el valor calculado anteriormente, la pérdida de energía debida: a los accesorios es de:

$$h_a = K \frac{v^2}{2g} \quad (14)$$

La pérdida de carga total, h_T para distintos gastos se muestra una vez más en la Tabla 9.

Para el gasto de diseño de la planta $-Q = 40 \text{ l/s}$ - la velocidad en la tubería de alimentación es muy alta -2.19 m/s - y, por lo tanto, las pérdidas de carga son considerables -8.76 m -. Por otra parte, de acuerdo con la tabla 9, se observa que las pérdidas de carga a partir del gasto de diseño son importantes

(h_t entre 8.76 y 20.05m), factor que deba tomarse en cuenta si se desea aumentar el gasto a 60 l/s.

En la Tabla 11 se presentan las pérdidas de carga si se hubieran utilizado los diámetros de tubería de 8 y 10 pulgadas. El procedimiento de cálculo seguido es análogo al anterior.

TABLA 11. PERDIDAS DE CARGA PARA TUBERIAS DE ALIMENTACION DE 8 y 10 PULGADAS'

Diámetro (m)	Q (m^3/s)	v (m/s)	$v^2/2g$ (m)	ϵ_t/D	δ	S_δ	h_δ (m)	h_a (m)	h_T (m)
0.2032	0.04	1.23	0.077	0.013	0.041	0.0155	1.43	0.62	2.05
0.2032	0.06	1.85	0.174	0.013	0.041	0.0351	3.23	1.41	4.64
0.2540	0.04	0.79	0.032	0.010	0.038	0.0048	0.44	0.26	0.70
0.2540	0.06	1.18	0.071	0.010	0.038	0.0107	0.98	0.58	1.56

Si se comparan los valores de la tabla 9 con los valores de la tabla 11 para $Q = 0.04 m^3/s$, se puede observar que la velocidad del flujo en la tubería de 8 pulgadas se encuentra dentro de los límites recomendados, y las pérdidas de carga son mucho menores que las que se presentan en la tubería de 6 pulgadas (2.05 m contra 8.76 m). Esta situación debe de ser considerada sobretodo si se pretende aumentar el gasto de operación de la planta a $0.06 m^3/s$ (20.05 m contra 4.64 m con tubería de 8 pulgadas y 1.56 m con tubería de 10 pulgadas).

3.2.5 Canal Parshall de entrada

La tubería de alimentación de la PTCU desemboca a lo que se consideraba un canal Parshall (figura 13). De acuerdo con la revisión de los planos, se comprobó que el canal de entrada, la plantilla, la salida y garganta no coincide con el diseño, además de que la proporción de las medidas reales no corresponden con las recomendaciones por la bibliografía (Ven Te Chow, 1982).

En la actualidad, este canal se utiliza únicamente como paso hacia el desarenador. Por tal motivo, se recomienda instalar un vertedor triangular de 90° y dos remansadores del influente, ambos de lámina (figura 14).

Se propone que éstos dispositivos sean móviles para facilitar la limpieza de sedimentos alrededor de ellos. Su localización se muestra en la figura 15.

Se plantea esta alternativa con objeto de no tener que romper el canal original y tener que parar la operación de la planta.

Para la evaluación del gasto mediante este dispositivo se debe emplear la fórmula:

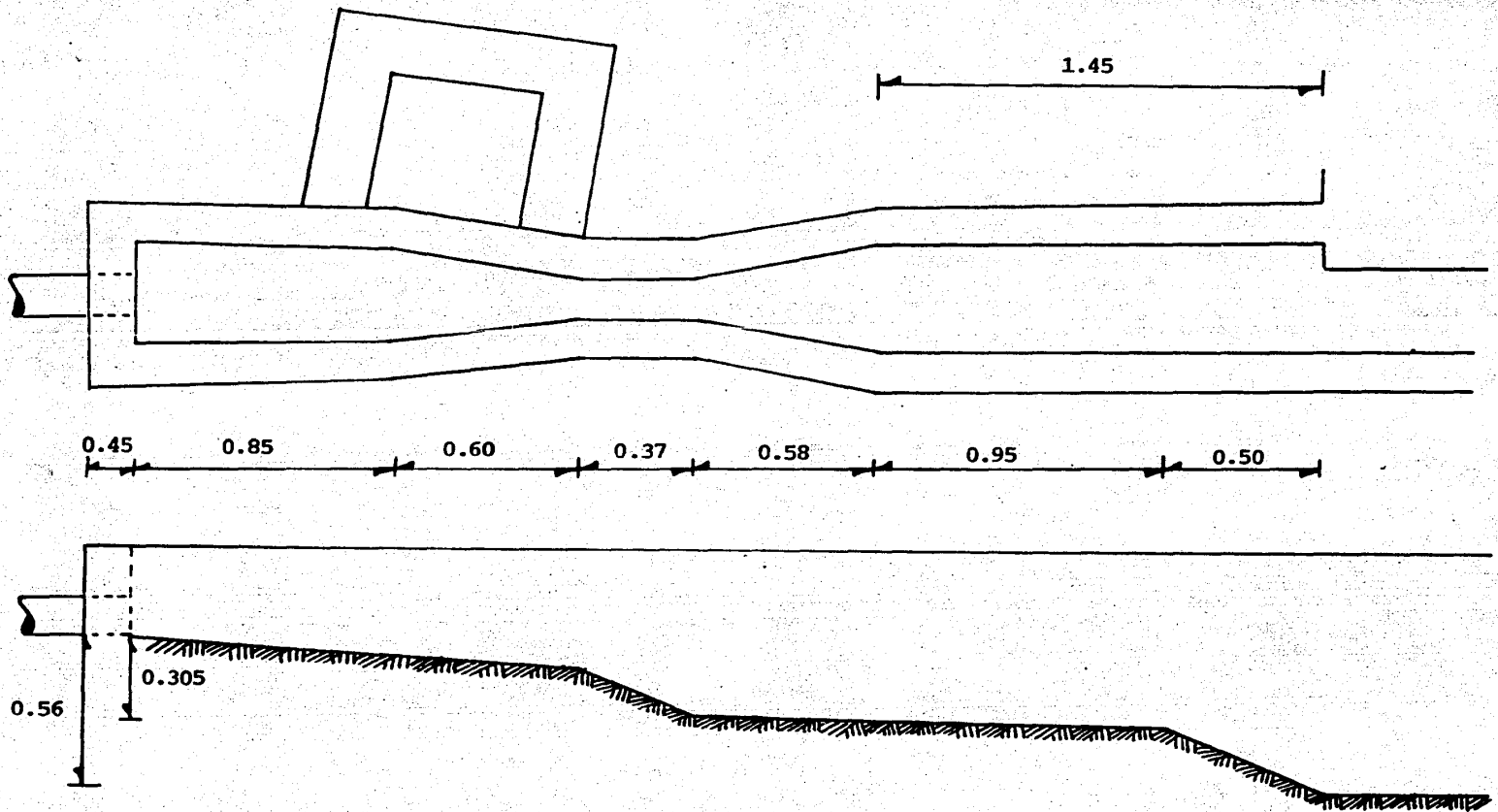


Figura 13. Canal Parshall de Entrada

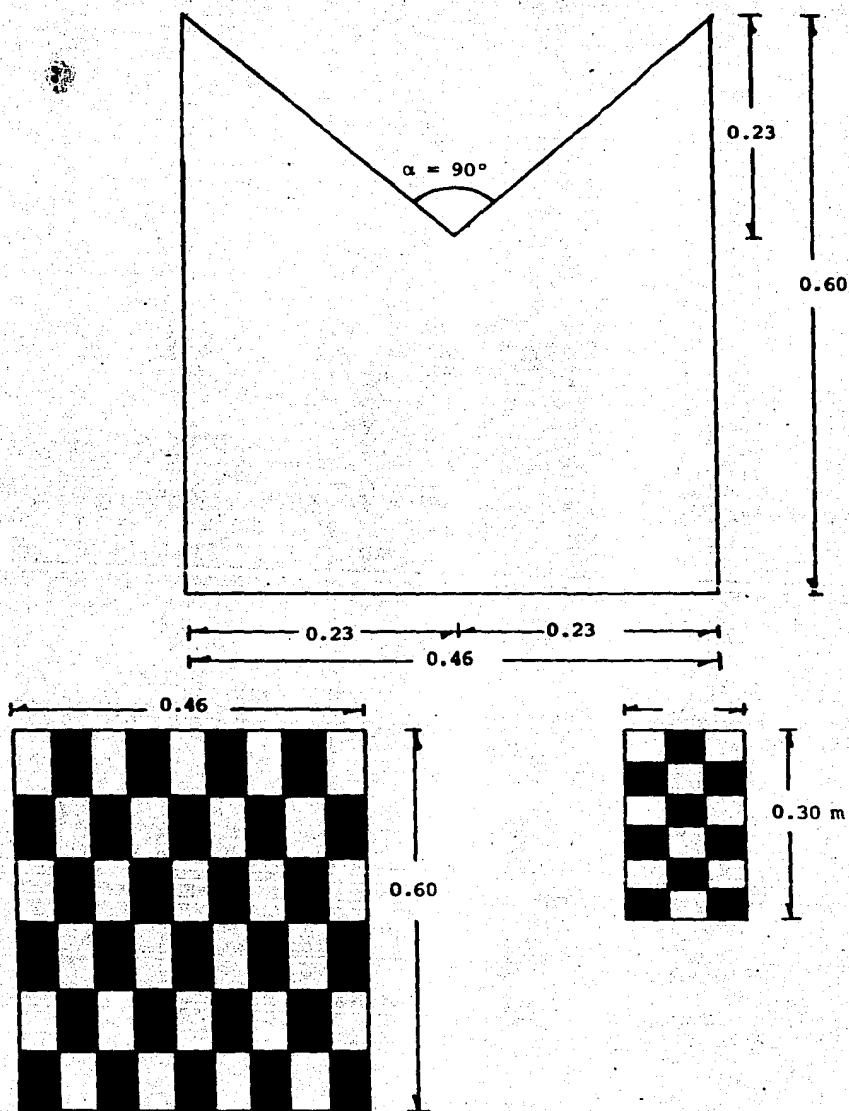


Figura 14. Croquis del vertedor triangular y pantallas estabilizadoras del flujo.

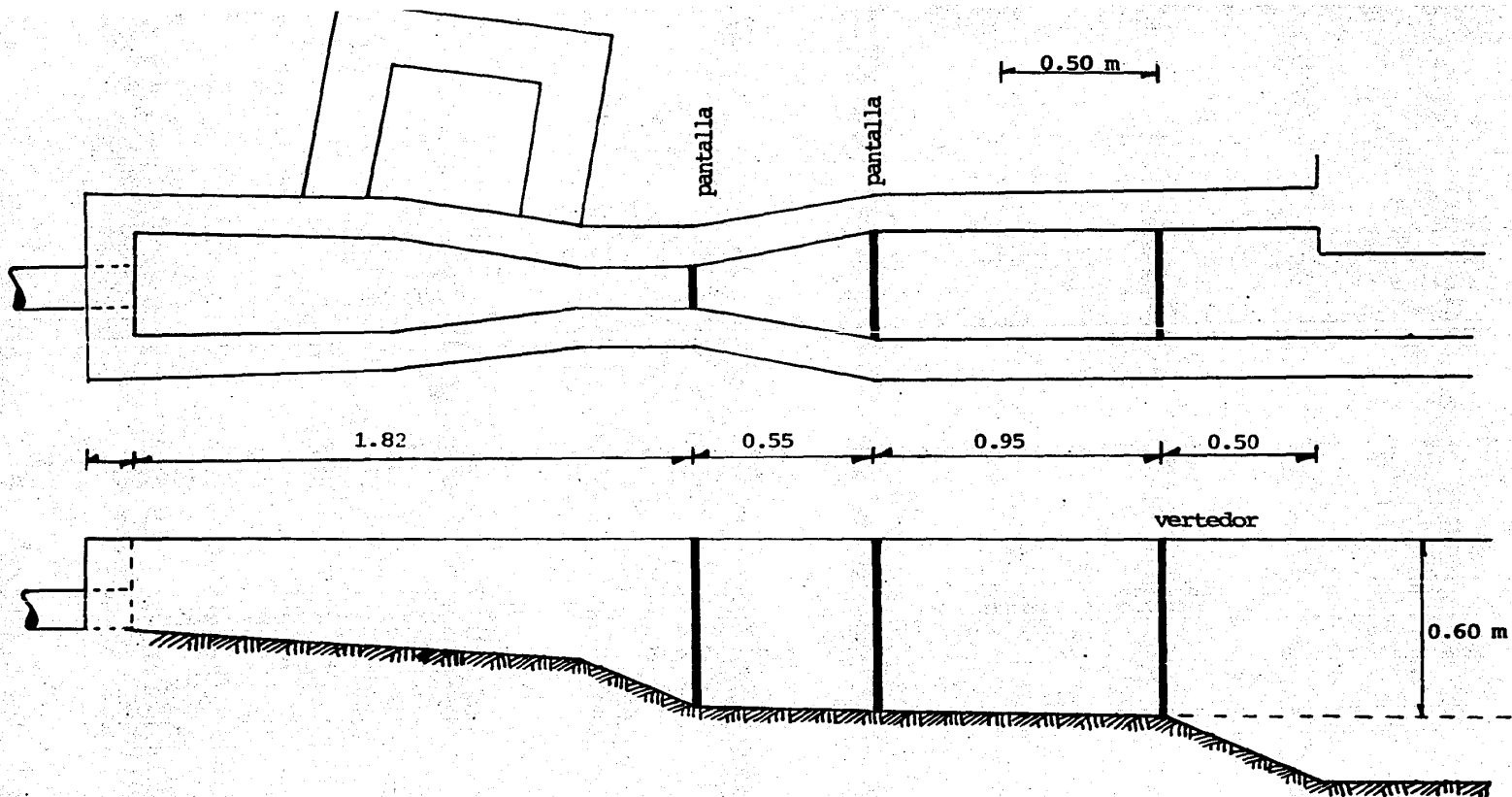


Figura 15. Localización del vertedor y de los estabilizadores de flujo

$$Q_v = \frac{8}{15} \sqrt{2g} \tan \frac{\alpha}{2} \mu h_v^{5/2} \quad (15)$$

donde

Q_v : gasto sobre el vertedor, m^3/s

g : aceleración de la gravedad, m/s^2

μ : coeficiente de gasto

α : ángulo del vertedor, grados

h_v : carga sobre el vertedor, m.

Los valores de μ se obtienen de acuerdo con la fórmula de Koch y Yarnall -Sotelo, 1984-, donde $\mu = 0.58$. La carga h_v se medirá a 0.50 m aguas arriba de la colocación del vertedor (figura 15). De acuerdo con estos valores:

$$Q_v = 1.370 h_v^{5/2} \quad (16)$$

para h_v en metros, y Q m^3/s .

3.2.6 Desarenador

Remoción de arenas

La remoción de arenas es la separación de sólidos del agua residual tales como arena, gravilla, residuos de café, cascarnes de huevo, etc. Los desarenadores tienen como finalidad proteger al equipo mecánico de la abrasión, evitar la forma-

ción de depósitos en conductos, tuberías y/o canales (especialmente en los cambios de dirección) y reducir la frecuencia de limpieza en las unidades subsecuentes de los sistemas de tratamiento.

La cantidad y composición de las arenas removidas varía de un lugar a otro, dependiendo del tipo de alcantarillado (separado o combinado), las condiciones y características del drenaje, tipo de desechos (industriales o domésticos), área servida, población, condiciones climáticas, proximidad de las playas, etc.

Tipos de desarenadores

La cantidad y la composición de las arenas y su efecto en el equipo son factores de suma importancia en el momento de elegir el tipo del desarenador.

Además, deben tomarse en cuenta las pérdidas de carga, las condiciones topográficas del lugar, el espacio con que se cuenta y la capacidad económica de la planta.

Los desarenadores se clasifican en tres grupos:

- a) De flujo horizontal o velocidad controlada
- b) Aerados

c) Cuadrados o de nivel constante (tanques de detritus).

a) Desarenadores de flujo horizontal

Este tipo de desarenadores están diseñados para remover partículas de arena de 0.21 mm de diámetro (malla 65), o bien partículas de 0.15 mm de diámetro (malla 100).

La velocidad del flujo se regula mediante una sección de control (canales Parshall, vertedores, etc.), y generalmente trata de mantenerse en 0.30 m/s.

Se recomienda contar con dos desarenadores por cuestiones de mantenimiento y/o reparaciones.

En la Tabla 12 se presentan los criterios de diseño típicos de los desarenadores de flujo horizontal.

b) Desarenadores cuadrados

El diseño de los desarenadores cuadrados está regido por el gas to máximo, el tamaño de la partícula y la temperatura del agua. En la figura 16 se muestran las curvas de diseño.

TABLA 12. CRITERIOS TIPICOS DE DISEÑO PARA DESARENADORES DE FLUJO HORIZONTAL

PARAMETRO	INTERVALO	TIPICO
Tiempo de retención, s	45-90	60
Velocidad horizontal, m/s	0.25-0.4	0.3
Velocidad de sedimentación de las partículas retenidas		
malla 65, m/min	1.0 -1.3	1.15
malla 100, m/min	0.6 -0.9	0.75
Pérdida de carga en la sección de control dado como un porcentaje de la profundidad del canal, %	30 -40	36*
Tolerancia de turbulencia de entrada y de salida	$2D_m - 0.5L$	

* en Canales Parshall

D_m : profundidad máxima del desarenador

L : longitud teórica del desarenador.

FUENTE: Metcalf & Eddy, 1979.

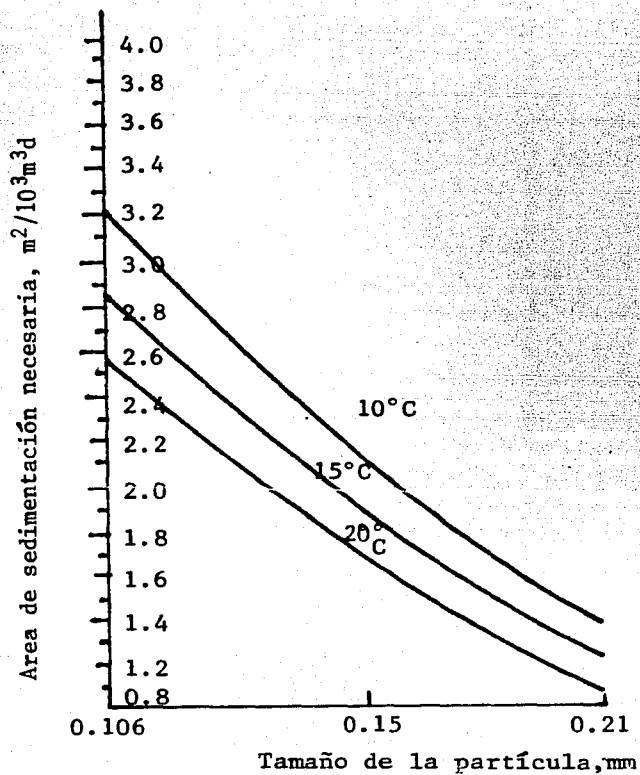


Figura 16. Área necesaria por 10^3m^3 para partículas con una gravedad específica de 2.65 a diferentes temperaturas del agua residual.

En este tipo de desarenadores, los sólidos que sedimentan en el tanque de colección son conducidos a una tolva mediante un sistema de rastras (figura 17). De la tolva, un tornillo sin fin (gusano desarenador) los recoge. Generalmente, la entrada del flujo al desarenador se regula con deflectores para asegurar una velocidad uniforme a través del tanque.

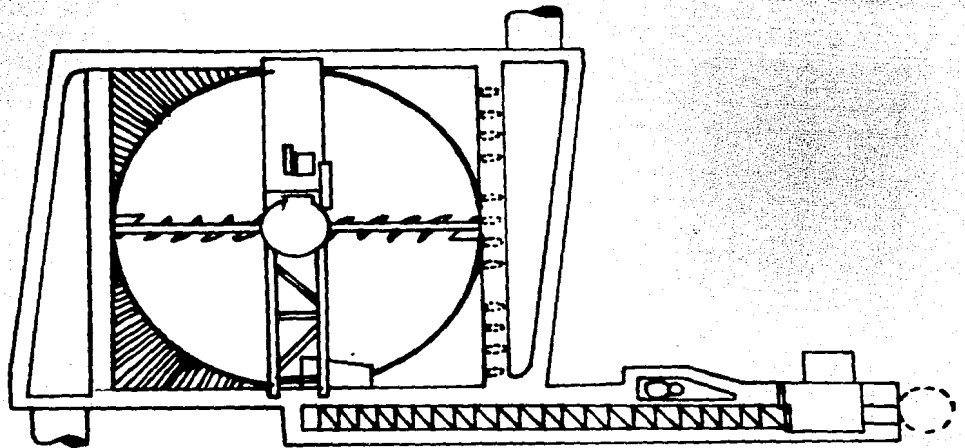


Figura 17. Desarenador cuadrado típico.

De acuerdo con ASCE, 1982, las ventajas y las desventajas de este tipo de instalación son las siguientes:

Ventajas

- Se remueve hasta el 95% de las partículas de arena de diámetro mayor al de diseño, siempre y cuando no se exceda el gasto máximo de diseño.
- En peso, la arena removida contiene menos del 3% de materia orgánica.

- No hay abrasión.

Desventajas

- Difícilmente se consigue flujo uniforme con el uso de deflectores.
- La agitación provocada por las rastras puede ocasionar que parte de la arena escape al pasar enfrente del vertedor del efluente.

Los desarenadores cuadrados también pueden diseñarse de acuerdo con los criterios mostrados en la Tabla 12.

c) Desarenadores aerados

Los desarenadores aerados consisten en un tanque de aeración en espiral donde la velocidad es controlada por las dimensiones y la cantidad de aire proporcionada por la unidad (figura 18).

Este tipo de instalación está diseñado para tiempos de retención de tres minutos a gasto pico. Los valores típicos de diseño para los desarenadores aerados se presentan en la Tabla 13.

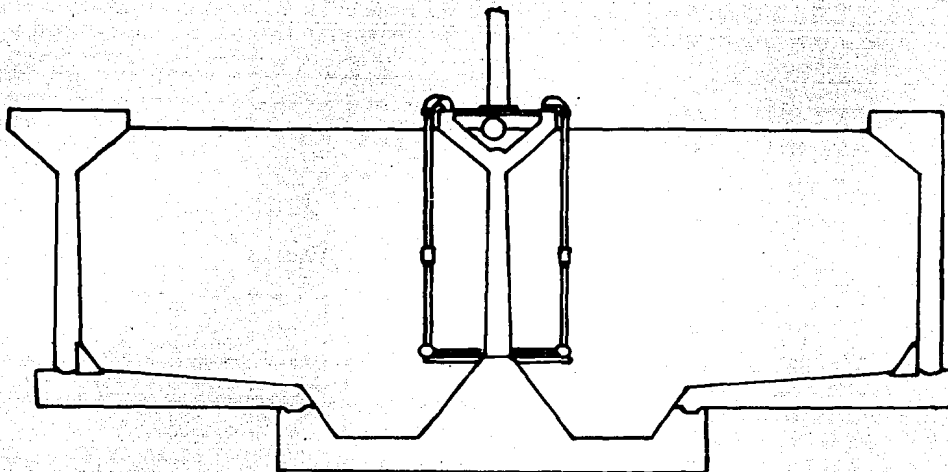


Figura 18. Desarenador aerado

TABLA 13. VALORES TÍPICOS DE DISEÑO PARA DESARENADORES AERADOS.

PARAMETRO	INTERVALO	
	RANGO	TÍPICO
Dimensiones:		
Profundidad, m	2.0-5.0	
Largo, m	7.5-20.0	
Ancho, m	2.5-7.0	
Relación ancho-profundidad	1:1-5:1	2:1
Tiempo de retención a gasto máximo, min	2-5	3
Suministro de aire, m ³ /m·min de largo	0.15 -0.45	0.3
Cantidad de arena, m ³ /10 ³ m ³	0.004-0.200	0.015

La planta de tratamiento de C.U. cuenta con un desarenador de tipo cuadrado, con tanque de colección de 3.05 m de diámetro

(figura 19). A la entrada del desarenador se localizan ocho deflectores que regulan la entrada del flujo, pero como se mencionó anteriormente -y se observó en la práctica-, esto es difícil de lograr. Por tal motivo se recomienda supervisar diariamente la posición de los deflectores, a fin de tener mayor control en la regularización del influente.

De acuerdo con la figura 16 el área del desarenador -7.31 m^2- es la adecuada para el gasto teórico de diseño de la planta $-3456 \text{ m}^3/\text{d}-$; esto, si se considera un diámetro de partícula de 0.15 mm (malla 100) y una temperatura de 20°C . El área mínima requerida para este gasto es de $(3.456 \times 10^3 \text{ m}^3 \cdot \text{d} \times 1.5 \text{ m}^2 / 10^3 \text{ m}^3 \cdot \text{d} = 5.2 \text{ m}^2$. Para el caso de 60 l/s ($5184 \text{ m}^3/\text{d}$) el área requerida bajo las mismas condiciones es de 7.78 m^2 ; sin embargo, debido al bajo contenido de arenas en el agua es posible que el desarenador acepte este gasto.

El desarenador cuenta con un sistema de rastras que transportan a los sedimentos hacia una tolva, donde son recogidos por un tornillo sin fin de 4.50 m de longitud. Acto seguido, son depositadas en una caja colectora de arenas de 0.20 m^3 (200 l).

En el sistema de extracción de arenas se presentaba el problema de que el tornillo sin fin tenía una separación muy amplia con la carcasa, lo que ocasionaba que las arenas resbalaran de

Caja colectora de arenas

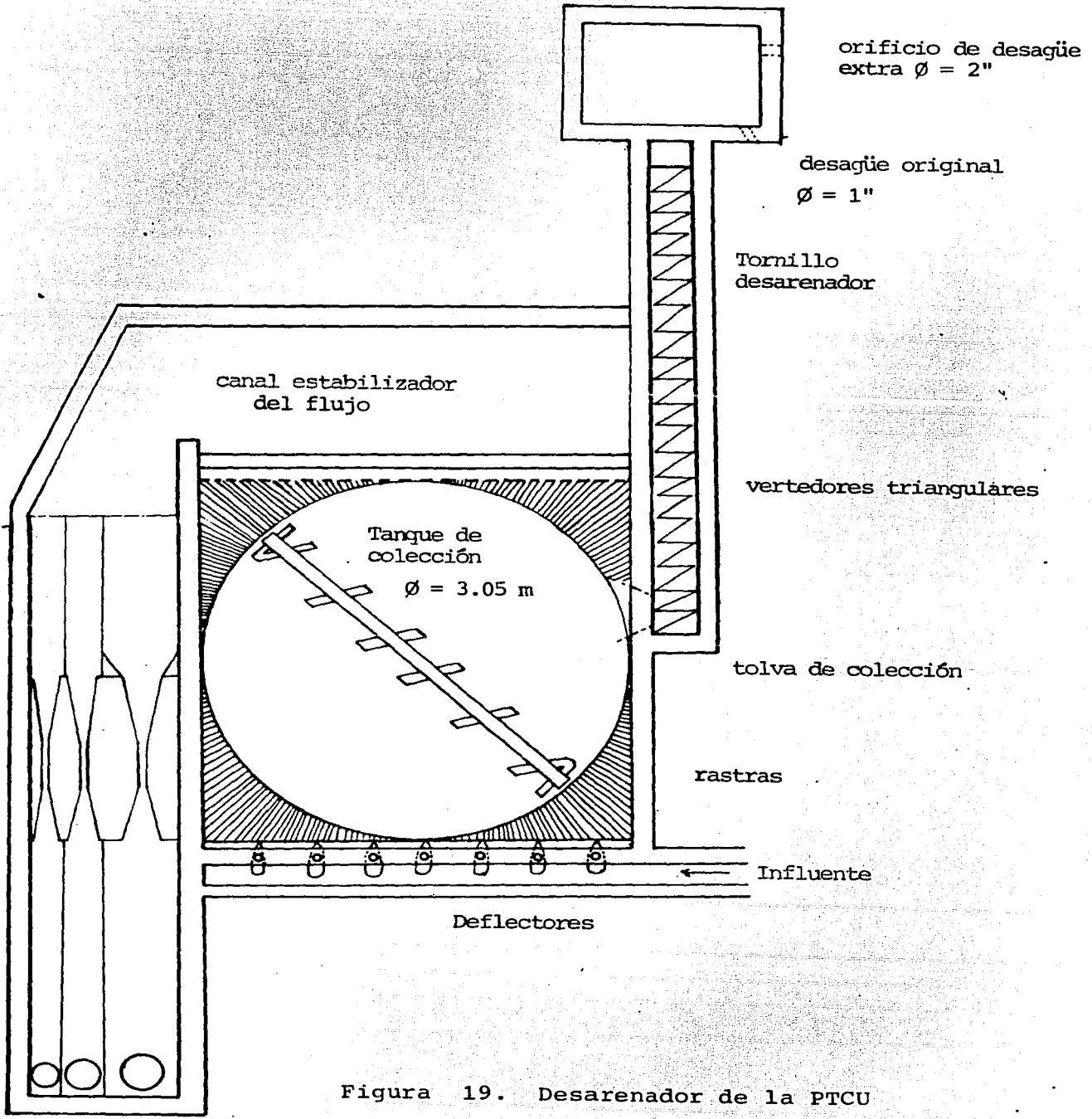


Figura 19. Desarenador de la PTCU

nuevo hacia la tolva de recolección. Para solucionar esto se instaló, a lo largo del tornillo, un hule seco. En la práctica se encontró que la durabilidad del hule es de dos meses. Este desgaste se debe a que no está bien nivelado el cuerpo del tornillo con respecto a la carcaza, lo que se confirma al observar las marcas de desgaste de la pintura de la carcaza.

El hule seco que se utilizó en la adecuación del tornillo sin fin tiene un costo de \$ 600.00/m (enero 1987). Si se considera que el tornillo necesita 5 m de hule que debe renovarse seis veces al año, y que un bote chico de resistol 5000 es suficiente para un año se obtiene un gasto anual de:

Hule seco:

$$6 (5 \text{ m}) (600.00/\text{m}) = 18\ 000.00$$

Resistol 5000:

$$\underline{3\ 000.00}$$

TOTAL:

$$21\ 000.00$$

Una vez corregido el problema de la extracción de arenas se procedió a determinar el tiempo óptimo de operación del tornillo sin fin. En esta etapa se efectuaron pruebas volumétricas en cono Imhoff con muestras del efluente del gusano a intervalos de 30 minutos, una, dos y tres horas. Los resultados de estas pruebas se muestran en la Tabla 14.

TABLA 14. PRUEBAS VOLUMETRICAS PARA DETERMINAR EL TIEMPO OPTIMO DE OPERACION DEL SISTEMA DE EXTRACCION DE ARENAS DEL GUSANO DESARENADOR.

Fecha 1986	Volumen (ml/L)				
	Tiempo de Operación				
	0.0 h	0.5 h	1 h	2 h	3 h
22-IX	120	25	2	1	1
25-IX	30	5	2	2	2
30-IX	26	4	2	2	2
1-X	27	4	1	1	1
3-X	22	2	1	1	1
6-X	20	1	0.5	0.5	0.5
8-X	24	1	1	0.5	0.5
9-X	25	3	2	1	1
14-X	25	5	1	1	1
17-X	30	3	2	2	1
20-X	28	4	2	2	1
22-X	21	1	1	1	1
23-X	21	3	0.5	0.5	0.5
27-X	26	4	1	1	1
28-X	24	2	1	1	1
31-X	23	2	2	1	1
3-XI	23	3	1	1	1

Como se puede observar en la tabla 14, el volumen de arenas extraídas después de una hora de operación es mínimo -1 ó 2 ml/L-, ya que el volumen de arenas que transporta el influente es pequeño. Por lo tanto, se llegó a la conclusión de que con operar el sistema 1 hora cada 24 horas es suficiente para el gasto actual de operación (~ 24 l/s); sin embargo, para mayor seguri-

dad, se recomienda accionar el tornillo 2 veces al día, una hora (1 h/12 h).

Una vez determinado el tiempo de operación, se procedió a cuantificar el promedio de la cantidad de arenas por metro cúbico de agua tratada. Con este fin, se llevaron a cabo análisis de ST a la salida del gusano para diferentes duraciones de operación.

La información obtenida se presenta en forma resumida en la Tabla 15, el total de los datos se encuentran en el anexo 2. De dichos análisis se obtuvo que el valor promedio de remoción de arenas es de 2.88 g STarena/m³ agua tratada. Para el gasto de diseño de la planta -0.040 m³/s-, la cantidad de arenas sería de 10 kg STarena seca/día, un volumen de 37 l arena/día y un porcentaje promedio de materia orgánica de 46.3%.

El gasto promedio del tornillo es de 1 l/s, durante una hora de funcionamiento se colectan 3600 l, por lo que a esta caja se tuvo que hacerle otro orificio de desagüe -de 5.0 cm de diámetro- con el fin de evitar derrames ya que el orificio de desagüe original -2.5 cm de diámetro- se atascaba. Se señala que ambos desagües dan al piso de la planta y no hay forma de enviar el agua hacia el Parshall.

TABLA 15. RESUMEN SOBRE EL ESTUDIO DE CUANTIFICACION DE ARENAS

No.	Volumen total (1) de arenas m ³	Volumen de (2) agua tratada m ³	Cantidad de arena recolectada g	l arena	
				m ³ agua tratada	g arena m ³ agua tratada
1	0.0086	877.83	2437	0.0098	2.78
2	0.0084	855.79	2365	0.0098	2.76
3	0.0089	917.57	2855	0.0097	3.11
4	0.0083	907.63	2394	0.0091	2.64
5	0.0091	897.70	2056	0.0101	2.29
6	0.0087	885.17	2131	0.0098	2.41
7	0.0089	882.15	2113	0.0100	2.40
8	0.0094	977.02	2754	0.0096	2.82
9	0.0092	965.02	2704	0.0095	2.80
10	0.0095	980.21	2768	0.0097	2.82
11	0.0147	490.23	3560	0.0148	3.60
12	0.0125	1072.66	3373	0.0116	3.14
13	0.0149	1036.37	4370	0.0144	4.22
14	0.0139	1099.44	3010	0.0126	2.74
15	0.0135	1234.22	3380	0.0109	2.74
Promedio				0.0108	2.88
Desviación estándar				0.0018	0.49

(1) Volumen medido en caja recolectora

(2) El gusano estuvo operando 1 hora/12 horas

Con base en los análisis de sólidos realizados se pudo observar que la caja colectora de arenas cubre las necesidades de la planta y que en condiciones normales únicamente las arenas ocupan 6% de su volumen. Asimismo, se recomienda que las arenas removidas sean recogidas el mismo día, con el propósito de evitar olores indeseables debido a la gran cantidad de materia orgánica que contienen. En lo que se refiere a su disposición final, dado su pequeño volumen, se recomienda depositar los sólidos recolectados junto con los residuos sólidos que genera la planta y entregarlos al servicio de limpia de C.U.

Por último, se hace hincapié que al tratar un gasto mayor al de diseño (60 l/s) es probable que se requiera aumentar el tiempo de operación del gusano.

Por otra parte, para este mismo caso habría que considerar el elevar los vertedores triangulares y las compuertas que regulan la entrada del gasto a los canales Parshall ya que están a su máxima capacidad a $0.035 \text{ m}^3/\text{s}$.

3.2.7 Medidores Parshall

El medidor Parshall es un canal a cielo abierto (figura 20), donde una contracción (garganta) produce una elevación del nivel que está en función del flujo.

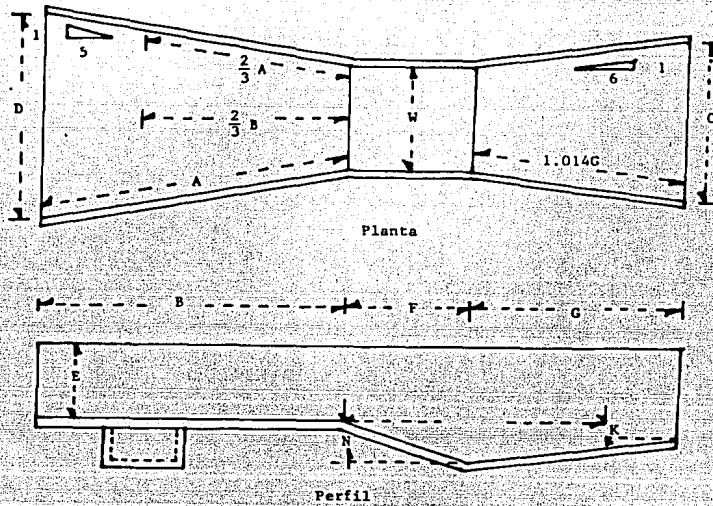


Figura 20. Canal Parshall típico.

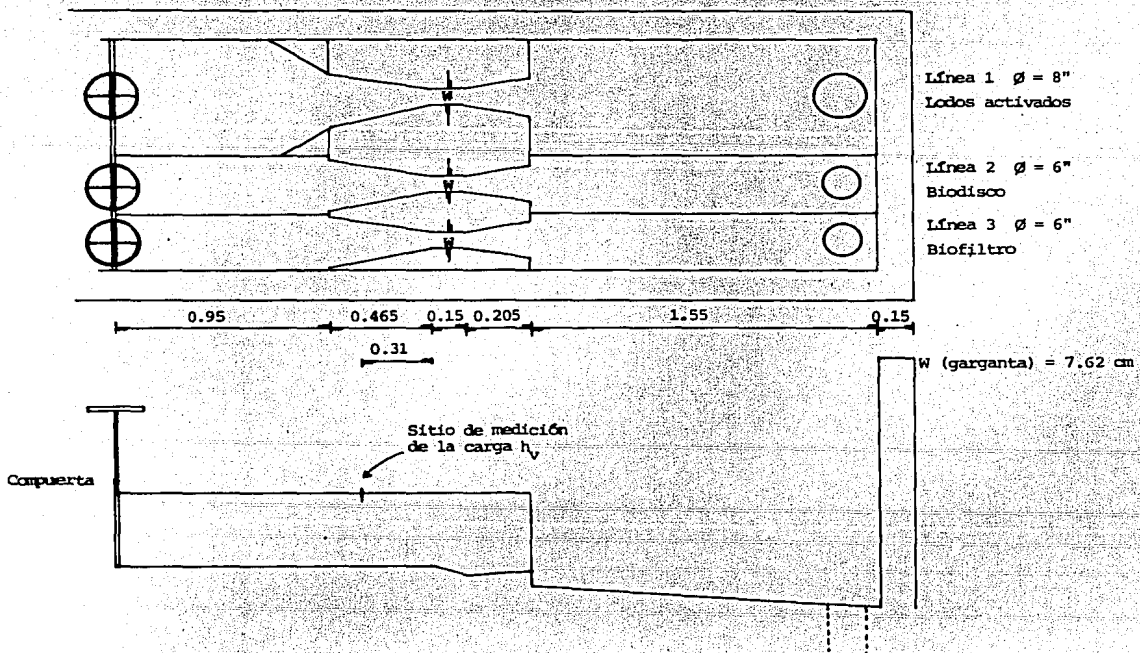


Figura 21 . Canales Parshall y canal de distribución

Dichos dispositivos son de diseño simple, y proporcionan mediciones muy precisas sin importar la velocidad del influente ni una gran variación en el gasto. Además, la pérdida de carga es mínima y no exista problema de azolve, lo que lo hace muy útil en plantas de tratamiento de agua residual ya que el aumento de velocidad en la garganta impide la sedimentación de las partículas suspendidas.

Las fórmulas para el cálculo de los gastos en estos medidores son completamente empíricas ya que Parshall observó que una misma fórmula proporcionaba el gasto en medidores cuyo tamaño está comprendido entre ciertos límites.

En el caso de flujo libre, la determinación del gasto se realiza utilizando el valor de la altura del agua (h_v) a $2/3$ de la longitud del canal de entrada, medida a partir de la cresta vertedora (figura 20) con la ecuación general (17):

$$Q = a h_v^b \quad (17)$$

La PTCU cuenta con tres medidores Parshall situados inmediatamente después del desarenador (figura 21).

Tienen un ancho de garganta de 3 pulgadas (7.62 cm) y cada uno de ellos cuantifica el volumen de agua que se envía a cada uno de los diferentes sistemas de tratamiento biológicos. La ecua

ción empleada es:

$$Q = 176.52 h_v^{1.547} \quad (18)$$

donde;

Q : gasto del influente, l/s

h_v : carga sobre la cresta vertedora, m.

Después de los canales el agua es conducida a los sistemas de tratamiento por medio de tuberías que tienen los siguientes diámetros:

- Lodos activados: 8 pulgadas
- Biodisco: 6 pulgadas
- Filtro percolador: 6 pulgadas

3.2.8 Línea 1

Sistema de lodos activados perfectamente mezclado

Este sistema de tratamiento es del tipo aerobio con biomasa suspendida. En este proceso, se introduce el agua residual a un reactor con agitación (tanque de aeración), donde una colonia básicamente bacteriana aerobia (biomasa) se mantiene en suspensión. A esta mezcla se le denomina licor mezclado.

Después de un tiempo determinado, el licor mezclado pasa a un sedimentador donde se separa el agua tratada de la biomasa. Una porción de esta última se recircula al tanque de aeración con el fin de tener una concentración de microorganismos constantes, y el resto se desecha (purga). Este proceso se muestra esquemáticamente en la figura 22.

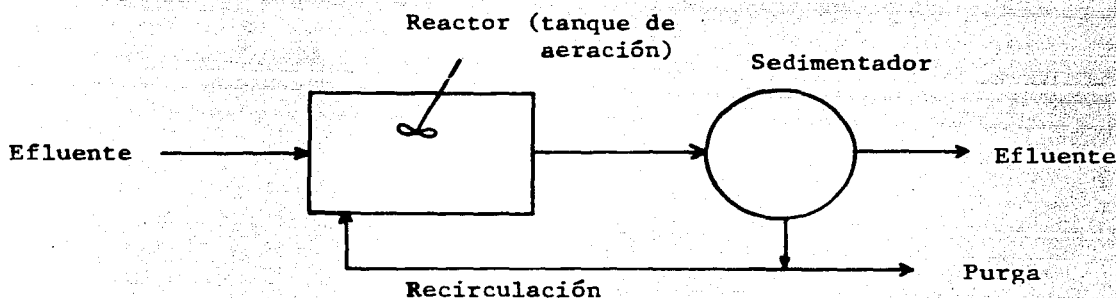


Figura 22. Diagrama de flujo del sistema lodos activados.

El sistema de tratamiento de lodos activados es controlado por los siguientes parámetros:

- 1) Tiempo de retención hidráulica del sistema, θ_{Δ} (h)

$$\theta_{\Delta} = \frac{V'_{\Delta}}{Q} \quad (19)$$

donde;

V'_{Δ} : volumen del tanque de aeración más el volumen del

sedimentador, m^3

Q : influente, m^3/s

2) Tiempo de retención del tanque de aeración, θ (h)

$$\theta = \frac{V_a}{Q} \quad (20)$$

donde;

V_a : volumen del tanque de aeración, m^3

3) Tiempo de retención celular, θ_c (d)

$$\theta_c = \frac{V_a X}{Q_p X_p + Q_e X_e} \quad (21)$$

donde;

X : concentración de sólidos suspendidos volátiles en el tanque de aeración, g/m^3

Q_p : gasto de purga, m^3/d

X_p : concentración de sólidos suspendidos volátiles en la purga, g/m^3

Q_e : gasto efluente, m^3/d

X_e : concentración de sólidos suspendidos volátiles (SSV) en el efluente, g/m^3

4) Relación sustrato/biomasa, F/M (d^{-1})

$$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{\theta X} \quad (22)$$

donde:

S_0 : concentración de DQO o DBO en el influente, g/m^3

De estos, los más comunes son el tiempo de retención celular (θ_c) y la relación sustrato/biomasa (F/M). Ambos parámetros se relacionan de acuerdo con la ecuación 23:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{F}{M} \frac{E}{100} - k_d \quad (24)$$

donde:

Y : coeficiente de máxima producción para un tiempo determinado de crecimiento logarítmico, definido como la cantidad de biomasa en peso formada del sustrato consumido, $mgSSV/mgDBO_5$ o $mgSSV/mgDQO$

E : eficiencia del proceso, en por ciento

k_d : coeficiente de decrecimiento endógeno, d^{-1}

En la Tabla 16 se muestran los principales criterios de diseño.

4) Relación sustrato/biomasa, F/M (d^{-1})

$$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{\theta X} \quad (2.2)$$

donde;

S_0 : concentración de DQO o DBO en el influente, g/m^3

De estos, los más comunes son el tiempo de retención celular (θ_c) y la relación sustrato/biomasa (F/M). Ambos parámetros se relacionan de acuerdo con la ecuación 23:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{F}{M} \frac{E}{100} - k_d \quad (24)$$

donde:

Y : coeficiente de máxima producción para un tiempo determinado de crecimiento logarítmico, definido como la cantidad de biomasa en peso formada del sustrato consumido, $mgSSV/mgDBO_5$ o $mgSSV/mgDQO$

E : eficiencia del proceso, en por ciento

k_d : coeficiente de decrecimiento endógeno, d^{-1}

En la Tabla 16 se muestran los principales criterios de diseño.

TABLA 16. VALORES TÍPICOS DE DISEÑO PARA EL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS

PARAMETRO	INTERVALO
θ, h	3 - 5
θ_c, d	5 - 15
F/M, kg DBO_5 aplicada/kg SSVLM·d	0.2 - 0.6
Carga volumétrica, kg DBO_5 aplicada/ $m^3 \cdot d$	0.8 - 2.0
SSLM, mg/l	3000 - 6000
Q_r/Q (Q_r : Gasto de recirculación)	0.25 - 1
k_d, d^{-1}	0.04 - 0.075
Y, mg SSV/mg DBO_5	0.4 - 0.8
mg SSV/mg DQO	0.25 - 0.4
Eficiencia, %	85 - 95

Adaptado, Metcalf & Eddy, 1979.

3.2.8.1 Tanque de aeración

El tanque de aeración (figuras 23 y 24) tiene un volumen total de 568.5 m^3 . Si se considera un bordo libre de 0.50 m , el tirante promedio del agua es de 3.15 m , por lo que el volumen de almacenamiento es de 490.6 m^3 . De acuerdo con lo anterior, el tiempo de retención hidráulica para el gasto de diseño ($0.020 \text{ m}^3/\text{s}$) es:

$$\theta = \frac{\text{Volumen}}{\text{Gasto}} = \frac{490.6}{0.020} = 6.8 \text{ h} \quad (25)$$

En la Tabla 17 se presentan las diferentes condiciones promedio bajo las cuales se operó el sistema de lodos activados durante 1986. En los meses de julio, agosto y parte de septiembre este sistema estuvo parado debido a fallas mecánicas en los equipos de bombeo, por lo que este tiempo se aprovechó para desazolvar el tanque de aeración (agosto 1986). La planta comenzó a operar nuevamente a partir de la segunda quincena de septiembre. En la Tabla 17 se omitieron las condiciones de operación del mes de arranque. El gasto promedio anual fue de 13.82 l/s .

La concentración de DQO para agua residual doméstica varía entre 1000 , 500 y 250 mg/l para concentraciones alta, media y baja respectivamente (Metcalf & Eddy, 1979), por lo que la concentración promedio de DQO total del influente que se trata en

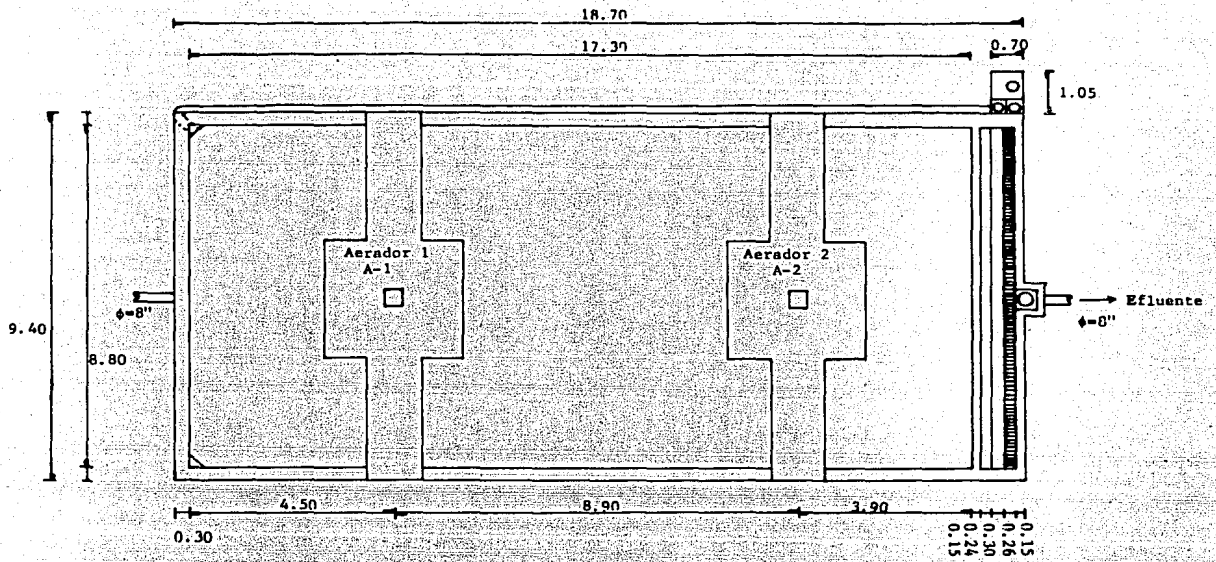
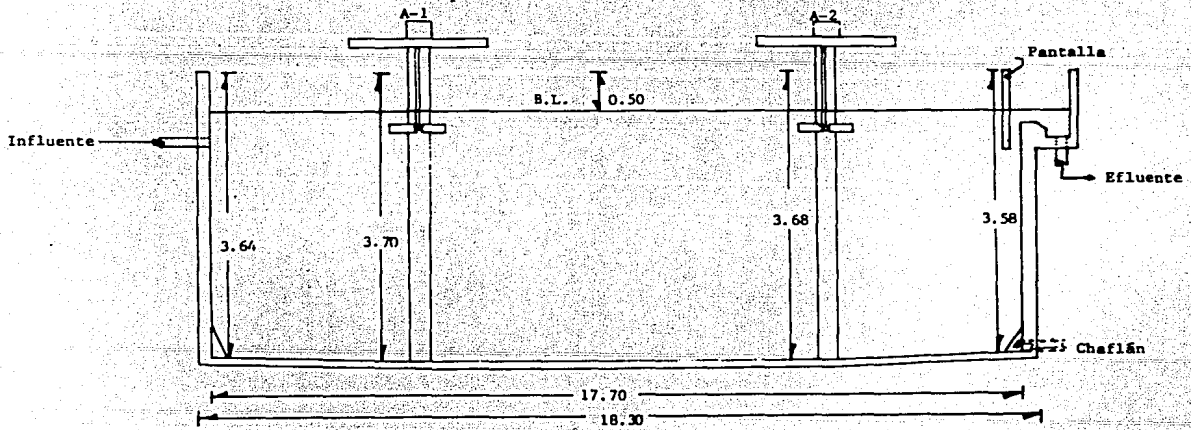


Figura 23. Tanque de operación. Planta.



A-2 : aerador 2 B.L. : Bordo libre
 A-1 : aerador 1

Figura 24. Tanque de aeración. Corte.

TABLA 17. VALORES MENSUALES PROMEDIO DE LOS PARAMETROS DE CONTROL DEL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS

MES 1986	Q_i l/s	R' %	Q_p m ³ /d	θ h	X mg/l	X_r mg/l	θ_c d	θ_d h	$DBO_{e,i}$ mg/l	$DBO_{e,e}$ mg/l	$DQO_{e,i}$ mg/l	$DQO_{e,e}$ mg/l	F/M *d ⁻¹	X_r/X	SST_r mg/l	P.L. (1)	P.L. (2)	$\frac{SSV}{SST}$
Enero	18.9	112.3	40.5	3.4	535	1409	4.6	4.2	-	-	222	34	0.96	2.63	1740	-	0.18	0.81
Febrero	21.5	30.6	65.7	4.9	349	1443	1.8	6.0	101	6	195	35	1.51	4.13	1733	0.54	0.32	0.83
Marzo	19.0	29.4	44.8	5.5	370	1342	3.0	6.9	79	7	166	26	0.78	3.63	1663	0.51	0.26	0.81
Abril	15.0	31.0	64.0	6.9	344	1034	2.6	8.6	88	6	210	24	0.94	3.01	1301	0.62	0.28	0.79
Mayo	14.0	34.0	42.0	7.3	351	863	4.8	9.0	79	7	162	27	0.88	2.45	1124	0.41	0.22	0.77
Junio					NO	SE	OPERO		EL	SISTEMA								
Julio																		
Agosto																		
Septiembre																		
						MES	DE	ARRANQUE										
Octubre	6.1	54.9	23.0	14.3	288	807	7.6	17.9	63	1	140	30	0.42	2.80	840	0.57	0.32	0.96
Noviembre	7.4	54.6	28.3	12.0	292	779	6.5	14.9	61	4	163	21	0.37	2.67	970	0.60	0.24	0.80
Diciembre	8.7	33.3	23.1	11.7	375	1415	5.6	14.6	76	7	167	29	0.40	3.77	1570	0.63	0.32	0.90
Promedio	13.8	47.5	41.4	8.3	363	1137	4.6	10.3	78	5	160	28	0.78	3.13	1364	0.55	0.27	0.83
Desviación estandard	5.9	28.2	16.7	3.9	76.7	295.1	2.0	4.9	13.9	2.2	65.5	4.8	0.39	0.62	355.3	0.08	0.05	0.06

* kg DBO_5 /kg $SSVLM \cdot d$

Q_i : gasto influente, l/s

R' : tasa de recirculación

Q_p : gasto purga, m³/d

PL : producción de lodos = $X_r \cdot Q_p / (S_{o,e,i} - S_{o,d,i}) Q_i$

S_o : sustrato, DQO o DBO ; (total o soluble)

(1) : mg SST /mg DBO renovado

(2) : mg SST /mg DQO renovado

i : influente

e : efluente

la planta -115 mg/l- es muy baja.

Como se puede observar en la Tabla 17, la relación F/M, el tiempo de retención hidráulica y la concentración de SSM no coinciden con las recomendaciones de la tabla 16, probablemente debido a la naturaleza fisicoquímica del agua.

Por otra parte, se observa que los valores promedio de la producción de lodos (Y observada) - 0.66 mg SST/mg DBO_5 y 0.32 mg SST/mg DQO - se encuentran dentro del intervalo de valores señalados en la literatura - $Y = 0.4$ a 0.8 mg SSV/mg DBO_5 y $Y = 0.25$ a 0.4 mg SSV/mg DQO (Metcalf & Eddy, 1979)-.

Del mismo modo se aprecia que la relación de SSV/SST del sistema es 0.83, valor muy cercano al típico -0.80, Metcalf & Eddy, 1979-.

En la Tabla 18 se muestra la variación que presenta el tiempo de retención hidráulica para el gasto de diseño y para gastos aún mayores.

Atendiendo a esta tabla y a la baja concentración de materia orgánica se puede predecir que muy probablemente el tanque de aeración acepte gastos de hasta 30 l/s con buenos rendimientos de operación. Desgraciadamente, esta apreciación no puede ser muy exacta debido a que se carece del valor de las constantes cinéticas para este caso particular.

TABLA 18. TIEMPOS DE RETENCION HIDRAULICA DEL TANQUE DE AERACION PARA DIFERENTES GASTOS.

Q_i 1/s	R' %	Q_t 1/s	θ h	θ_t h
20	30	26.0	5.24	6.81
25	30	32.5	4.19	5.45
30	30	39.0	3.49	4.54

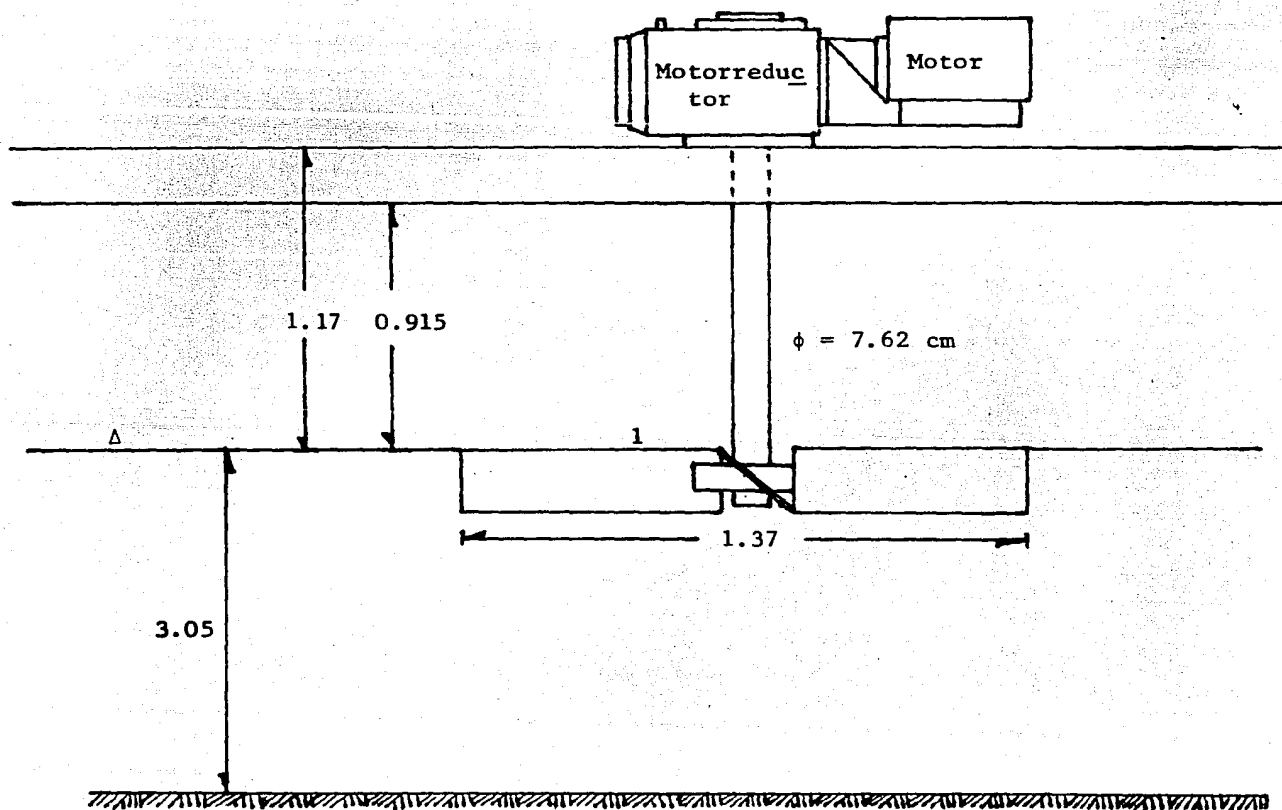
R' : tasa de recirculación, %

θ : tiempo de retención, h

θ_t : tiempo de retención tomando en cuenta la recirculación, h

El tanque de aeración cuenta con dos aeradores superficiales de 10 HP cada uno (figuras 24 y 25), los cuales tienen como objetivo principal la homogeneización y la oxigenación-aeración- del licor mezclado. En general, los requerimientos de energía para el mezclado varía de 21 a 41 HP/10³ m³ (15 a 20 Kw/10³ m³, Metcalf & Eddy, 1979), y , por otra parte, si este valor es mayor de 80 HP/10³ m³ (60 Kw/10³ m³, Reynolds, 1982) se estima que existe sobre-aeración y problemas en la formación de flóculos. La potencia para mezclado requerida en el tanque de aeración - si se considera que su volumen promedio es de 490.6 m³ - es de 10.4 a 19.9 HP. De acuerdo con estos valores, se puede considerar que un solo aerador es suficiente para satisfacer los requerimientos mínimos de mezclado; además de que en la práctica se opera de esta manera (generalmente con el aerador A-1, figura 23).

En el futuro, sobre todo si se piensa aumentar el gasto de este sistema de tratamiento, sería conveniente analizar la posibilidad de tener los dos aeradores prendidos en forma simultánea. Por otra parte, sería conveniente elevar el borde libre del tanque, ya que la proyección del agua ocasionada por los dos aeradores, e incluso uno sólo es importante y ocasiona que resulte incómodo transitar cerca del tanque.



- 1 El borde superior de las aspas deben estar escalizadas al nivel del líquido (especificación del fabricante)

Figura 25. Aerador

Por último, es necesario efectuar la nivelación del fondo del tanque, ya que cuando se ha desazolvado el agua no drena completamente y es necesario terminar el vaciado en forma manual. En la fig 26 se presentan las principales zonas de acumulación de azolves.

3.2.8.2 Sedimentador secundario 1

Para el análisis del sedimentador secundario 1 se llevó a cabo una breve revisión bibliográfica a fin de comparar los valores de los principales parámetros de diseño con los valores que se obtienen durante la operación de la planta. Como estos no concuerdan con lo estipulado en la literatura se determinó por el método de Talmadge y Fitch la velocidad de sedimentación de lodos y los requerimientos de diseño (área de decantación) para clarificación y espesamiento.

Por último, se realizó la evaluación del sedimentador con base en el índice volumétrico de lodos.

Fundamentos teóricos

La función de un sedimentador subsecuente al proceso de tratamiento de lodos activados es la de separar los sólidos suspendidos de licor mezclado (SSLM) del agua tratada. Esta es la última etapa en la producción de un efluente estable y bien

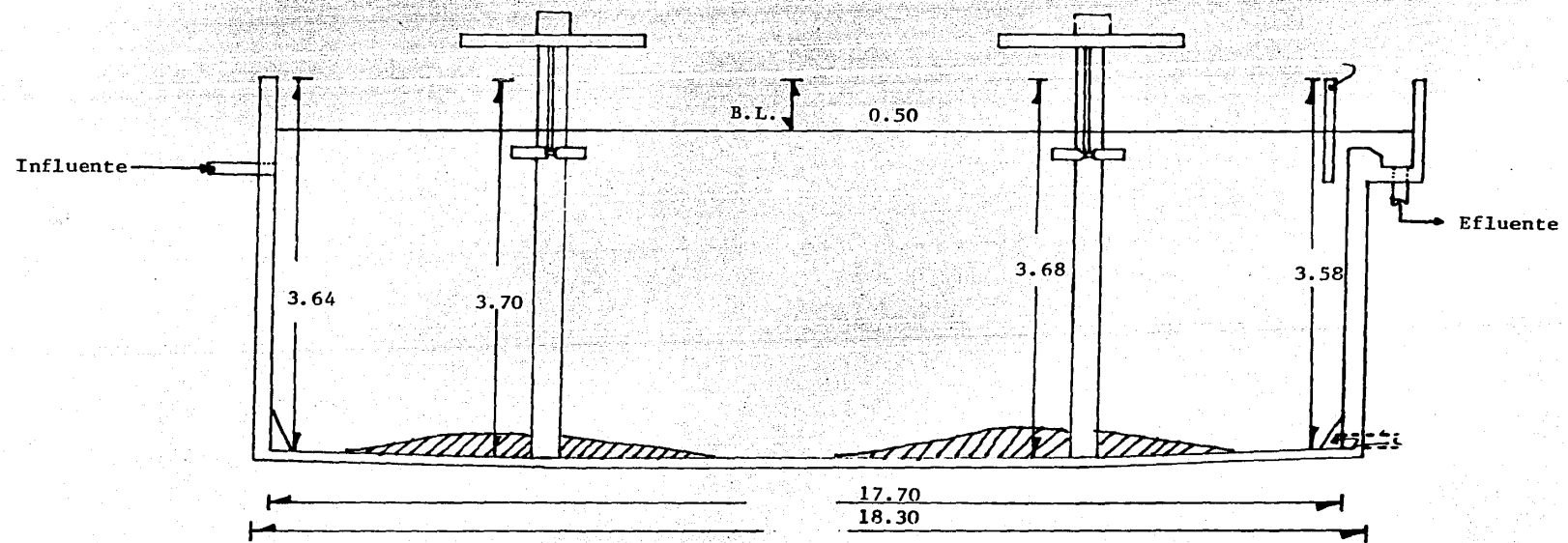


Figura 26. Principales zonas de acumulación de azolves.

clarificado -bajo en DBO y sólidos suspendidos-.

Regularmente, la mayoría de los problemas de la baja calidad del efluente de una planta de tratamiento se atribuye al diseño y operación del sedimentador (Metcalf & Eddy, 1979).

De ahí la importancia de considerar el diseño del decantador como una parte integral y determinante del proceso de tratamiento.

Por otra parte, se ha comprobado que las características de sedimentación de los SSLM difieren en cada planta y dependen del tipo de agua residual, las variables asociadas al diseño de la planta y a la forma de operación de la misma.

Los principales puntos que se consideran en el diseño de un sedimentador secundario son:

- a) Tipo de sedimentador
- b) Características de sedimentabilidad del influente (clarificación)
- c) Concentración final del lodo (espesamiento)
- d) Carga superficial, velocidad de rebosamiento del flujo y carga másica
- e) Colocación de los vertedores
- f) Remoción de natas

Es necesario remarcar la importancia de la doble función del sedimentador en cuanto a la separación de lodos de la fase líquida (clarificación) y a su concentración para disminuir el volumen de purga.

Tipos de sedimentadores

Los sedimentadores pueden ser de dos formas: circulares y rectangulares.

Los sedimentadores circulares tienen diámetros que varían de 3 a 60 m, pero generalmente se diseñan de 10 a 30 m. El radio del tanque no debe exceder cinco veces a la profundidad. En la Tabla 19 se proporcionan las profundidades recomendadas para diferentes diámetros.

TABLA 19. RELACION DIAMETRO-PROFUNDIDAD PARA SEDIMENTADORES

Diámetro (m)	Profundidad (m)	
	Mínimo	Recomendada
menor de 12.0	3.00	3.40
12.0 - 21.0	3.40	3.70
21.0 - 30.0	3.70	4.00
30.0 - 43.0	4.00	4.30
mayor de 43.0	4.30	4.60

Adaptado por WPCF, 1982.

Los sedimentadores secundarios pueden ser de dos tipos:

- a) De alimentación central
- b) De alimentación lateral

En ambos casos se utilizan dispositivos para transportar y remover el lodo acumulado en el fondo del clarificador. En la remoción de lodos existen dos opciones: arrastrarlo hacia una tolva central mediante rastras o algún otro sistema, o bien removerlo con la ayuda de un dispositivo de succión.

El colector de lodos debe cumplir con los siguientes requisitos:

- a) Capacidad de proporcionar altas tasas de recirculación en caso necesario
- b) Capacidad de transportar y remover lodos de alta densidad acumulados durante períodos de alguna descompostura mecánica o falta de energía.

En ocasiones, por cuestiones de tipo constructivo o por falta de espacio, es necesario aceptar un compromiso entre la profundidad y el diámetro del decantador. En estos casos se recomienda disminuir la carga hidráulica $13.6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ por cada metro de profundidad menor del recomendado en la Tabla 19 (ASCE, 1982).

En la Tabla 20 se presentan las principales características de los sedimentadores secundarios para el proceso de lodos activados.

TABLA 20. CRITERIOS DE DISEÑO TÍPICOS PARA SEDIMENTADORES SECUNDARIOS SUBSECUENTES AL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

PARAMETRO	INTERVALO	TÍPICO
Carga hidráulica, $m^3/m^2 \cdot d$	16-48	16-24
Carga másica, $Kg/m^2 \cdot h$	3-8	3-5
Profundidad, m	3-5	4-5
Diámetro, m	3.6-60	12-45
Pendiente de fondo, mm/m	60-160	80
Velocidad de rastras, rpm	0.02-0.05	0.03

Adaptado por Metcalf & Eddy, 1979

Para tener una idea de la velocidad de sedimentación de sólidos se analizó el diseño ideal del sedimentador con base en el método de Talmadge y Fitch - Anexo 3, sección 2-. Con estos resultados se determinaron el área de clarificación (A_c) y el área de espesamiento (A_e) requeridos para diferentes gastos.

El análisis se efectuó de acuerdo con las curvas de sedimentabilidad del licor mezclado que se presentan en el Anexo 4 y

a partir de las cuales se obtuvieron la velocidad de sedimentación de los flóculos del licor mezclado (v_s) y el tiempo (t_u) para obtener una concentración (C_u) de 200 ml/l equivalente a un espesamiento de 5 (relación de sólidos de recirculación a sólidos de licor mezclado).

Aunque el método de Talmadge y Fitch es limitado en comparación con el método de columnas de sedimentación, se escogió por la simplicidad del equipo requerido.

Area de clarificación

En general, el área de clarificación del sedimentador es función de la velocidad de caída de la partícula más pequeña que se deba remover. Sin embargo, en la práctica, el diseño se efectúa con base en la velocidad de sedimentación de la interfase sólido-líquida de las pruebas efectuadas en las columnas de sedimentación o en probetas (estudios de sedimentabilidad).

El área de clarificación se obtuvo de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$A_c = \frac{Q_i}{v_s} \quad (27)$$

donde,

A_c : área de clarificación, m^2

Q_i : gasto del influente, m^3/min

V_s : velocidad de sedimentación de los flóculos del licor mezclado, m/min .

Area de espesamiento

El área necesaria para el espesamiento del licor mezclado depende del flujo de sólidos máximo transportable al fondo del sedimentador. Esto varía de acuerdo con las características del lodo. El efecto de la carga superficial y del tiempo de retención sobre la remoción de los sólidos suspendidos depende de las características del agua residual, la proporción de sólidos sedimentables, el tipo de proceso, etc.

Para obtener el área de espesamiento se utilizó la siguiente fórmula:

$$A_e = \frac{Q_i t_u}{H_o} \quad (28)$$

donde,

A_e : área de espesamiento, m^2

Q_i : gasto del influente, m^3/min

t_u : tiempo necesario para obtener la concentración final deseada, min

H_o : altura de la probeta, m

Descripción del sedimentador secundario 1 de la PTCU

En la PTCU se cuenta con un sedimentador secundario de alimentación central de 5.90 m de diámetro. Tiene una mampara metálica de 0.90 m de profundidad alrededor de la columna de alimentación (figura 27). La pendiente de fondo es de 54 mm/m, y si se compara con el valor típico de diseño -80 mm/m (Tabla 20)- resulta inadecuada.

El sedimentador cuenta con un sistema de rastras que conduce a los lodos sedimentados hacia una tolva localizada al lado de la columna de alimentación. La velocidad de giro de las rastras es de 0.09 rpm por lo que resulta elevada.

Para poder efectuar una revisión de la eficiencia real de los sedimentadores se llevaron a cabo análisis de SST, SSV y SSF a lo largo de mes y medio. Durante este período el gasto de operación y el porcentaje de recirculación promedio fueron de 6.83 l/s y 57.3% respectivamente.

Comparación de las cargas hidráulica y másica de los gastos de operación con los valores señalados en la literatura.

En la Tabla 21 se presenta la carga másica y la carga hidráulica del sedimentador. Se puede observar que los valores de la carga másica $-0.40 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{h}$ en promedio- se encuentran aba

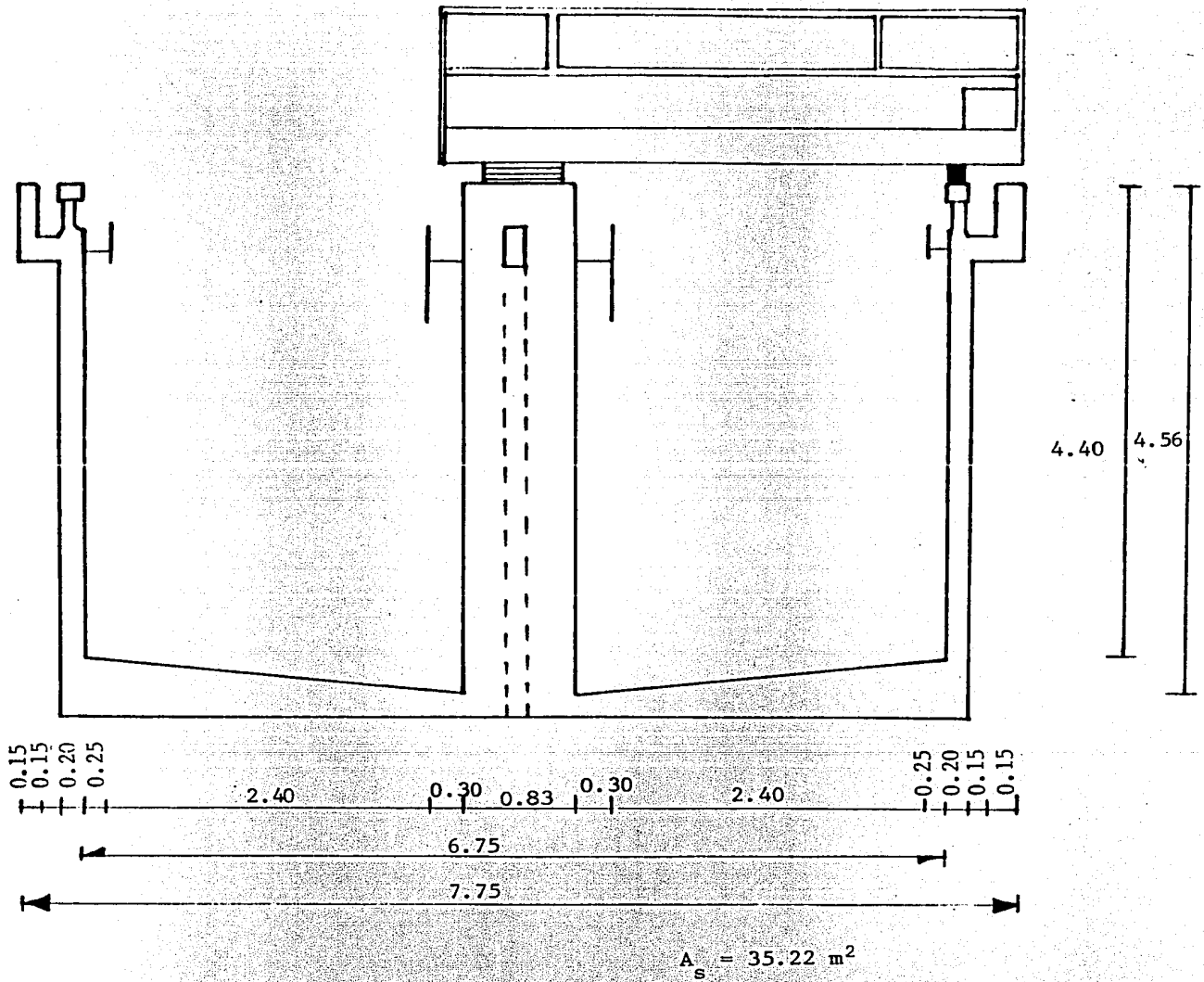


Figura 27. Sedimentador secundario (Línea 1)

jo de los valores típicos señalados en la Tabla 20 y que la carga hidráulica es aceptable cuando el sedimentador se encuentra en operación con gastos menores de 10 l/s -a este gasto la carga hidráulica es de $24 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ -. (Debe recordarse que la concentración de SSLM en el tanque de aeración -360 mg/l en promedio- es anormalmente baja).

Comparación de los valores de las cargas hidráulica y másica del gasto de diseño y gastos mayores con los valores señalados en la literatura.

Por otra parte, para el gasto de diseño -20 l/s- la carga másica es de $0.96 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ (Tabla 22) la cual aún se encuentra abajo de los valores señalados en la Tabla 20. Más aún si se considera la concentración máxima alcanzada durante 1986 -650 mg/l de SSLM- los valores calculados de la carga másica aumentan de 1.43 a $2.59 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$, y es notorio que incluso así no se alcanza el intervalo recomendado -de 3 a $5 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{h}$ -. Como se observa en la Tabla 22 la carga hidráulica bajo estas condiciones no cambia.

Para obtener el valor mínimo especificado de la carga másica ($3 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$) se necesitaría tener una concentración de SSLM (X_T) de:

TABLA 21. VALORES DE LA CARGA HIDRAULICA Y DE LA CARGA MASI
CA DEL SEDIMENTADOR 1

No.	Fecha 1986	Q l/s	R' %	SSLM mg/l	Q _i m ³ /d	Q _i + Q _R m ³ /d	C.M. kg/m ² ·h	C.H. m ³ /m ² ·d	θ h
1	17-X	6.20	116	450	535.68	1157.06	0.62	15.21	7.11
2	21-X	6.02	61	280	520.13	837.40	0.28	14.77	7.28
3	22-X	6.20	60	370	535.68	857.09	0.38	15.21	7.11
4	23-X	6.20	60	380	535.68	857.09	0.39	15.21	7.11
5	24-X	6.13	60	320	535.68	857.09	0.32	15.21	7.15
6	27-X	6.13	60	260	529.63	844.76	0.26	15.04	7.15
7	31-X	6.23	60	320	541.73	866.77	0.33	15.38	7.08
8	4-XI	6.13	60	270	529.63	847.40	0.27	15.04	7.15
9	7-XI	6.37	58	350	553.82	872.26	0.36	15.73	6.92
10	10-XI	6.51	62	350	517.36	838.12	0.35	14.69	6.77
11	13-XI	6.27	39	340	541.72	752.99	0.30	15.38	7.03
12	18-XI	6.20	55	340	535.68	828.16	0.33	15.21	7.11
13	21-XI	5.92	62	380	511.49	828.61	0.38	14.52	7.45
14	25-XI	9.48	35	490	819.07	1105.74	0.64	23.25	4.65
15	27-XI	9.60	35	510	829.44	1194.74	0.68	23.55	4.59
16	1-XII	9.73	35	340	844.56	1140.15	0.46	23.98	4.53
Promedio		6.83	57	360	588.56	917.84	0.40	16.71	6.64
Desviación estandard		1.38	19	72	120.80	141.58	0.13	3.43	1.03

$$C.M.: \text{Carga m\u00e1sica} = \frac{(Q_i + Q_R) \text{ SSLM}}{A_s}$$

$$C.H.: \text{Carga hidr\u00e1ulica} = \frac{Q_i}{A_s}$$

$$A_s : \text{Area del sedimentador} = 35.2 \text{ m}^2$$

$$\theta : \text{Tiempo de retenci\u00f3n hidr\u00e1ulico} = \frac{Q_i}{V}$$

$$V : \text{Volumen del sedimentador} = 157.7 \text{ m}^3$$

TABLA 22. VALORES DE LA CARGA MASICA Y LA CARGA HIDRAULICA DEL SEDIMENTADOR 1 PARA EL GASTO DE DISEÑO Y GASTOS MAYORES

Q_i l/s	R' %	SSLM mg/l	Q_i m^3/d	$(1 + R')Q_i$ m^3/d	C.M. $kg/m^2 \cdot h$	C.H. $m^3/m^2 \cdot d$	θ h
20	30	360	1728	2246.4	0.96	49.06	2.19
25	30	360	2160	2808.0	1.19	61.33	1.75
30	30	360	2592	3369.6	1.43	73.59	1.46
20	30	650	1728	2246.4	1.72	49.06	2.19
25	30	650	2160	2808.0	2.16	61.33	1.75
30	30	650	2592	3369.6	2.59	73.59	1.46

$$X_T = \frac{C.M. \cdot A_\Delta}{(1+R')Q_i} = \frac{3(24)(35.2)}{2246.4}$$

$$X_T = 1130 \text{ mg/l}$$

Esta concentración es difícil de alcanzar si se considera la baja concentración de DQO del influente y los altos tiempos de retención de la planta.

En contraste con lo anterior, la carga hidráulica para 20 l/s es de 49.06 $m^3/m^2 \cdot d$ que supera, inclusive, al valor máximo aceptado -48 $m^3/m^2 \cdot d$ -. Lo anterior conduce a pensar que si se llega a aumentar el gasto de diseño del sistema, por una parte la carga másica se encontrará abajo de los valores recomendados, y por otra parte la carga hidráulica rebasará

considerablemente las cargas usualmente empleadas.

Sin embargo, la condición limitante de estos dos criterios es impuesta por la velocidad real de sedimentación de los sólidos por lo que se efectuó el cálculo del área requerida con los datos obtenidos.

Cálculo de las áreas de clarificación y de espesamiento para gastos de operación.

Con base en las fórmulas 27 y 28 y las curvas de sedimentación del Anexo 4 se calcularon las áreas de clarificación y de espesamiento para los gastos de operación registrados durante el período analizado (Tabla 23).

En el cálculo del área de espesamiento se consideró una concentración final C_u de 200 ml/l debido a que para concentraciones mayores sólo es posible aplicar el criterio de clarificación, y a partir de ella se obtuvo el tiempo necesario t_u (gráficas del Anexo 4). Conocido este valor se calculó el área requerida utilizando la ecuación 28.

El sedimentador 1 tiene un área de 35.2 m². Si este valor se compara con los valores de la Tabla 23 se observa que dicha área es suficiente para los gastos manejados durante el período analizado. Sin embargo, dado que estos datos no lle

TABLA 23. CALCULO DE LAS AREAS DE CLARIFICACION Y ESPESAMIENTO PARA DIFERENTES GASTOS

No.	Fecha 1986	Q_i l/s.	Q_i m ³ /min	V_s m/min	A_c m ²	H_o m	t_u min	A_e m ²
1	17-X	6.20	0.3720	0.0600	6.2	0.36	8.6	8.9
2	21-X	6.02	0.3612	0.0540	6.7	0.36	-	-
3	22-X	6.20	0.3720	0.0514	7.3	0.36	11.0	11.4
4	23-X	6.20	0.3720	0.0562	6.6	0.36	11.4	11.8
5	24-XI	6.13	0.3720	0.0491	7.6	0.36	11.1	11.5
6	27-X	6.13	0.3678	0.0554	6.7	0.36	13.0	13.3
7	31-X	6.23	0.3762	0.0325	11.6	0.36	18.3	19.1
8	4-XI	6.13	0.3678	0.0612	6.0	0.36	10.6	10.8
9	7-XI	6.37	0.3846	0.0642	6.0	0.36	10.0	10.7
10	10-XI	6.51	0.3594	0.0556	6.5	0.36	8.4	8.4
11	13-XI	6.27	0.3762	0.0600	6.3	0.36	11.0	11.5
12	18-XI	6.20	0.3720	0.0846	4.4	0.36	-	-
13	21-XI	5.92	0.3552	0.0527	4.2	0.36	9.0	8.9
14	25-XI	9.48	0.5688	0.0432	13.2	0.36	12.4	19.6
15	27-XI	9.60	0.5760	0.0515	11.2	0.36	14.0	22.4
16	1-XII	9.73	0.5865	0.0486	12.1	0.36	-	-
Promedio		6.83	0.4087	0.0550	-	0.36	11.4	-
Desviación estandard		1.38	0.0839	0.0110	-	0.00	2.6	-

$$A_c : \text{área de clarificación} = \frac{Q_i}{V_s}$$

$$A_e : \text{área de espesamiento} = \frac{Q_i \cdot t_u}{H_o}$$

garon a 10 l/s, en la siguiente sección se analiza lo que pasaría si se operara con el gasto de diseño o con gastos mayores.

Cálculo de las áreas de clarificación y de espesamiento para el gasto de diseño y mayores

En la Tabla 24 se presentan las áreas necesarias para gastos de 20, 25 y 30 l/s.

TABLA 24. CALCULO DE LAS AREAS DE CLARIFICACION Y ESPESAMIENTO PARA EL GASTO DE DISEÑO Y PARA GASTOS MAYORES

Q_d l/s	Q_d m^3/min	v_s m/min	A_c m^2	C_u ml/l	H_o m	t_u min	A_e m^2
20	1.2	0.055	21.8	200	0.36	11.44	38.2
25	1.5	0.055	27.3	200	0.36	11.44	47.5
30	1.8	0.055	32.8	200	0.36	11.44	57.0

Como se observa en la Tabla 24, si el criterio que rige es el de clarificación el sedimentador acepta un gasto incluso mayor que 30 l/s. Ahora bien, si además de sedimentar se desea espesar, es necesario realizar estudios para adaptar el decantador, ya que aún para el gasto de diseño -20 l/s- el área de espesamiento necesaria -38.2 m^2 - es mayor que el área con que se cuenta -35.2 m^2 -. Esta última es adecuada para gastos hasta de 18 l/s.

Indice volumétrico de lodos

Otro criterio para evaluar la calidad de sedimentación de los sólidos es el índice volumétrico de lodos (IVL). Dicho índice se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$IVL = \frac{V_{30} \times 1000}{SSLM} , \frac{ml}{g} \quad (29)$$

donde,

V_{30} :volumen de lodos medidos en una probeta de un litro después de 30 minutos.

Los valores del IVL para plantas de tratamiento de lodos activados con concentraciones de SSLM de 2000 a 3500 mg/l son de 80 a 150 ml/g.

Puesto que el valor del IVL depende de la concentración de lodos es necesario efectuar el siguiente razonamiento para los datos anteriores:

- a) En el caso de que los lodos no sedimenten, esto es, el volumen de lodo en el minuto 30 sea de un litro, el IVL será de 500 ml/g para una concentración de SSLM = 2000 mg/l y 286 ml/g para SSLM = 3500 mg/l (sedimentación del 0%).
- b) En este caso, si se comparan los valores señalados por

ASCE-1982 -80 a 150 ml/g- estos representan una sedimentabilidad del 48 al 74% respectivamente.

Por otra parte, vale la pena mencionar que en el caso de aeración mecánica, para concentraciones de 3500 a 5000 mg/l, el IVL aumenta a 200 y 300 ml/g ya que este tipo de aeración desfavorece la formación de flóculos (Reynolds, 1982). En porcentaje, estos valores de IVL representan una sedimentación del 30%.

Como se puede observar en la Tabla 25, los valores del IVL en la PTCU no coinciden con los señalados -debe recordarse que la concentración de SSLM es muy baja y que el sistema de aeración es del tipo mecánico-, pero la sedimentabilidad promedio del licor mezclado -86%- es comparable con los porcentajes del ASCE-1982 e incluso resulta muy buena comparada con los valores proporcionados por Reynolds.

Otra información interesante que proporciona la determinación del IVL es el dato del espesamiento logrado a los 30 minutos (E_p). Este valor resultó de 7 en las pruebas de laboratorio.

Por otro lado, en la práctica se determinó el espesamiento logrado en el sedimentador. Los resultados se muestran en la Tabla 26. Como se observa, el espesamiento promedio de los lodos de recirculación (X_{T_n}/X_T) durante el período analizado fue

TABLA 25. VALORES DEL IVL EN EL TANQUE DE AERACION

No.	Fecha 1986	SSLM mg/l	V_{30} ml/g	IVL_{30} ml/g	IVL_0 ml/g	S_p %	E_p
1	17-X	450	115	256	2222	89	8.7
2	21-X	280	110	393	3571	89	9.1
3	22-X	370	125	338	2703	87	8.0
4	23-X	380	130	342	2632	87	7.7
5	24-X	320	120	375	3125	88	8.3
6	27-X	260	175	673	3846	82	5.7
7	31-X	320	230	719	3125	77	4.3
8	4-XI	270	130	482	3704	87	7.7
9	7-XI	350	145	414	2857	85	6.9
10	10-XI	350	135	386	2857	86	7.4
11	13-XI	340	170	500	2941	83	5.9
12	18-XI	340	105	309	2941	89	9.5
13	21-XI	380	120	316	2632	88	8.3
14	25-XI	490	160	327	2041	84	6.3
15	27-XI	510	165	324	1961	87	6.1
16	1-XII	340	100	294	2941	90	10.0
Promedio		360	140	403	2881	86	7
Desviación estandard		71.9	33.5	131.5	539.0	3.4	1.5

V_{30} : volumen de lodos a los 30 min, ml/l

V_0 : volumen de lodos a los 0 min, ml/l

$$IVL_{30} = \frac{V_{30} \times 1000}{SSLM}, \text{ ml/g}$$

$$IVL_0 = \frac{V_0 \times 1000}{SSLM}, \text{ ml/g}$$

$$S_p : \text{sedimentabilidad promedio} = 1 - \frac{IVL_{30}}{IVL_0}$$

$$E_p : \text{espesamiento} = \frac{V_0}{V_{30}}$$

TABLA 26. ESPESAMIENTOS ALCANZADOS EN EL SEDIMENTADOR 1.

Fecha 1986	X_{Tn} mg/l	SSLM X_T mg/l	$\frac{X_{Tn}}{X_T}$	SSVLM mg/l	X_{Te} mg/l	Q_i l/s	R' %
17-X	740	450	1.6	440	10	6.20	116
21-X	670	280	2.4	260	8	6.02	61
22-X	740	370	2.0	340	3	6.20	60
23-X	860	380	2.3	310	8	6.13	60
24-X	780	320	2.4	270	3	6.13	60
27-X	640	260	2.5	160	3	6.13	60
31-X	790	320	2.5	140	2	6.23	60
4-XI	520	270	1.9	270	1	6.13	60
7-XI	960	350	2.7	220	2	6.37	58
10-XI	530	350	1.5	270	12	6.51	62
13-XI	970	340	2.9	270	6	6.27	39
18-XI	1080	340	3.2	290	3	6.20	55
21-XI	940	380	2.5	290	10	5.92	62
25-XI	1320	490	2.7	410	5	9.48	35
27-XI	1880	510	3.7	430	6	9.60	35
1-XII	1590	340	4.7	280	1	9.73	35
Promedio	938	360	2.6	290	5	6.83	57
Desviación estandard	375.3	71.9	0.8	84.2	3.5	1.38	19.0

X_{Tn} : SSLM en la recirculación

X_T : SSLM en el tanque de aereación

X_{Te} : SSLM del efluente del sedimentador

$\frac{X_{Tn}}{X_T}$: espesamiento

de 2.6. Este valor es muy bajo respecto al obtenido en el estudio de laboratorio debido a la alta carga hidráulica empleada en el sedimentador 1. Por lo tanto, se puede concluir que la separación de sólidos por clarificación en el decantador de lodos activados es buena mientras que el espesamiento de los lodos es insuficiente.

Evaluación global del sedimentador 1.

En la Tabla 27 se presenta la eficiencia de remoción de SST real del sedimentador. Como se puede observar, la eficiencia de remoción es muy alta (97% en promedio), pero debe recordarse que el gasto promedio durante el período analizado fue de 6.75 l/s (34% del gasto de diseño).

Por último, es necesario señalar que este sistema opera en el límite de un buen rendimiento por lo que debe de esperarse que en cualquier condición adversa (mala formación del flóculo, tiempos de retención hidráulica demasiado pequeños, etc.) se encuentre un alto contenido de sólidos en el efluente.

TABLA 27. EFICIENCIA DE REMOCION DE SST DEL SEDIMENTADOR SECUNDARIO No. 1

Fecha (1986)	Q_c l/s	Recirc. %	SSLM mg/l	Sed. 1 mg/l	Eficiencia %
17-X	6.20	116	320	10	97
18-X	6.13	100	240	11	95
19-X	5.99	108	300	10	97
20-X	6.16	60	350	8	97
21-X	6.02	61	390	8	98
22-X	6.20	60	340	3	99
23-X	6.20	60	290	8	97
24-X	6.13	60	330	3	99
25-X	6.34	73	330	4	98
26-X	6.20	70	310	5	98
27-X	6.13	50	370	3	99
28-X	6.20	61	290	4	98
29-X	6.16	59	330	3	99
30-X	6.37	61	310	0	100
1-XI	6.20	76	360	22	93
2-XI	6.20	73	280	15	94
3-XI	6.64	42	130	0	100
4-XI	6.13	60	200	1	99
5-XI	6.20	59	340	3	99
6-XI	6.06	60	340	0	100
7-XI	6.37	58	360	2	99
8-XI	6.23	68	290	8	97
9-XI	6.45	66	370	8	97
10-XI	6.51	62	340	12	96
11-XI	6.30	59	390	24	93
12-XI	6.37	91	240	27	88
13-XI	6.27	39	400	6	98
14-XI	5.99	60	380	8	97
15-XI	6.02	68	370	10	97
16-XI	6.02	70	320	8	97
17-XI	6.06	56	320	5	98
18-XI	6.20	55	410	3	99
19-XI	6.27	48	390	4	98
20-XI	6.17	61	340	30	91
21-XI	5.92	62	440	10	97
22-XI	9.60	42	290	18	93
23-XI	9.36	60	290	2	99
24-XI	9.31	35	430	10	97
25-XI	9.48	35	440	5	98
26-XI	9.51	35	470	5	98
27-XI	9.60	35	540	6	98
28-XI	10.09	33	420	3	99
Promedio	6.75	61	340	8	97
Desviación estandard	1.27	18	73	7	2.48

3.2.8.3 Cárcamo de recirculación de lodos

El cárcamo de recirculación de lodos del sistema de lodos activados (figuras 28 y 29) almacena temporalmente los lodos provenientes del sedimentador secundario (el paso de los lodos se efectúa a través de una tubería de 6 pulgadas (0.1524 m)). Cuenta con dos bombas de 5 HP que por otra tubería de 6 pulgadas envían los lodos hacia la caja partidora situada en una de las esquinas del tanque de aeración. La tubería de salida consta de un sistema de retorno mediante el cual se controla el gasto de recirculación. En la sección 3.2.8.4 se propone una alternativa para regular con mayor eficiencia los gastos de recirculación y de purga.

El propósito de la recirculación de lodos es mantener una concentración determinada en el tanque de aeración. Una forma de controlar la recirculación de lodos es mediante el índice volumétrico de lodos (IVL):

$$R' = \frac{100}{|(100/P_w \text{ IVL}) - 1|} \quad (30)$$

donde,

R' : tasa de recirculación, %

P_w : concentración de SSIM expresado como un porcentaje

IVL: índice volumétrico de lodos, ml/g

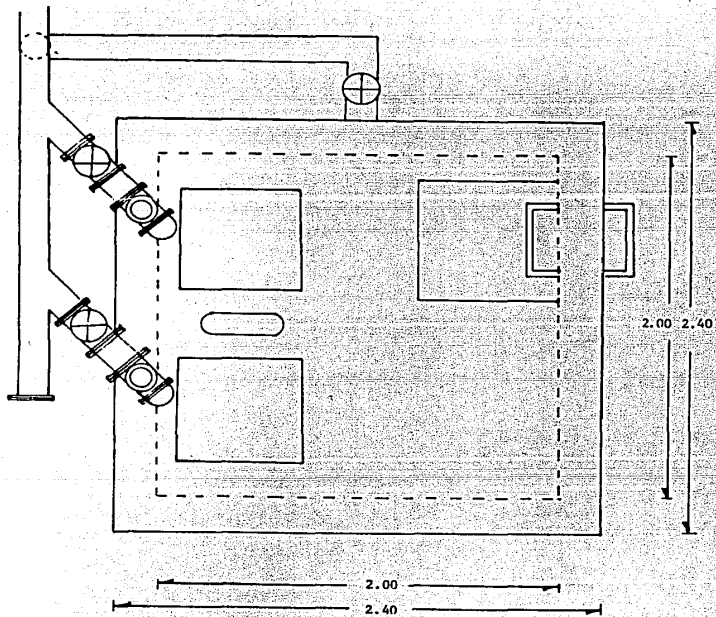


Figura 28. Cárcamo de recirculación de lodos (Línea 1).

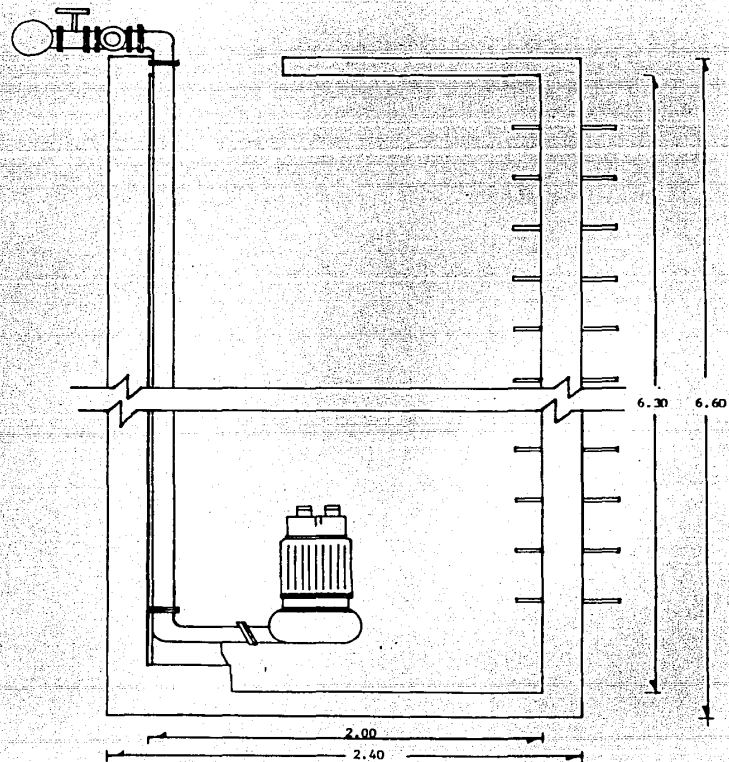


Figura 29. Cárcamo de recirculación de lodos. Corte.

En la Tabla 28 se presenta la tasa de recirculación teórica para concentraciones de 360, 500 y 1000 mg/l. Asimismo, se presenta la tasa de recirculación real durante este período.

En la tabla anteriormente mencionada se puede observar que la tasa de recirculación real -57%, en promedio- supera ampliamente la tasa de recirculación teórica aún en el caso de querer aumentar la concentración de SSLM en el tanque de aeración de 360 a 500 mg/l, en las cuales la tasa de recirculación teórica es de 17.3 y 26.1% respectivamente. Si se presenta la alternativa de elevar la concentración de SSLM a 1000 mg/l, se observa que la tasa de recirculación teórica es sumamente alta -del orden del 80%, en promedio-. Esto indica que el espesamiento que se obtiene en el decantador secundario no es suficiente ($X_{T_h}/X_T = 2.6$, sección 3.2.8.2) y que el bajo contenido de materia orgánica del agua residual impide alcanzar altas concentraciones de sólidos.

Para explicar la alta recirculación efectuada en la práctica y la no aplicabilidad de la fórmula 30 se realizó un balance de sólidos alrededor del decantador de acuerdo con la figura 30.

TABLA 28. TASA DE RECIRCULACION PARA EL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS

No.	Fecha 1986	SSLM mg/l	IVL ml/g	P_w	R' %	P_{w_1}	R'_1	P_{w_2}	R'_2 %	R'_{real} %
1	17-X	450	256	0.036	10.2	0.05	14.7	0.1	34.4	116
2	21-X	280	393	0.036	16.5	0.05	24.5	0.1	64.7	61
3	22-X	370	338	0.036	13.9	0.05	20.3	0.1	51.1	60
4	23-X	380	342	0.036	14.0	0.05	20.6	0.1	52.0	60
5	24-X	320	375	0.036	15.6	0.05	23.1	0.1	60.0	60
6	27-X	260	673	0.036	32.0	0.05	50.7	0.1	205.8	60
7	31-X	320	719	0.036	34.9	0.05	56.1	0.1	255.9	60
8	4-XI	270	482	0.036	21.0	0.05	31.7	0.1	93.1	60
9	7-XI	350	414	0.036	17.5	0.05	26.1	0.1	70.6	58
10	10-XI	350	386	0.036	16.1	0.05	23.9	0.1	62.9	62
11	13-XI	340	500	0.036	22.0	0.05	33.3	0.1	100.0	39
12	18-XI	340	309	0.036	12.5	0.05	18.3	0.1	44.7	55
13	21-XI	380	316	0.036	12.8	0.05	18.8	0.1	46.2	62
14	25-XI	490	327	0.036	13.3	0.05	19.5	0.1	48.6	35
15	27-XI	510	324	0.036	13.2	0.05	19.3	0.1	48.0	35
16	1-XII	340	294	0.036	11.8	0.05	17.2	0.1	41.6	35
Promedio		360	403	0.036	17.3	0.5	26.1	0.1	80.0	57
Desviación estandard		72	132	--	7	-	12	-	62	19

$$R' = \frac{100}{|(100/P_w \text{ IVL}) - 1|}$$

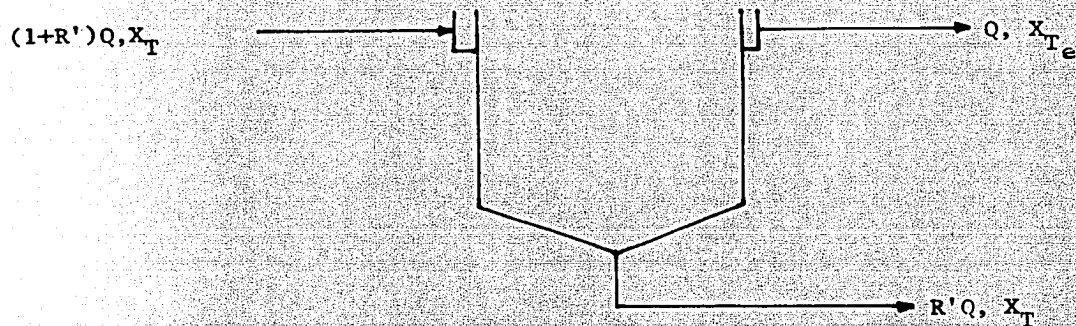


Figura 30. Diagrama del balance de sólidos

Así,

$$(1 + R')QX_T = R'QX_{T_n} + QX_{T_e} \quad (31)$$

Para un buen rendimiento de sedimentación la concentración de SS del efluente es muy baja, por lo que se considera despreciable. Por tanto:

$$(1 + R')QX_T = R'QX_{T_n} \quad (32)$$

de donde,

$$\frac{X_{T_n}}{X_T} = \frac{(1 + R')}{R'} \quad (33)$$

De esta manera, se encuentra que la relación X_{T_h}/X_T varía dependiendo de la tasa de recirculación tal y como se muestra en la Tabla 29.

TABLA 29. VARIACION DE LA RELACION X_{T_h}/X_T DE ACUERDO CON LA TASA DE RECIRCULACION

R'	X_{T_h}/X_T
0.10	11.0
0.20	6.0
0.30	4.3
0.40	3.5
0.50	3.0
0.60	2.6
0.70	2.4
0.80	2.2
0.90	2.1
1.00	2.0
1.20	1.8
1.50	1.6
2.00	1.5

Los valores mostrados en la Tabla 29 se pueden aplicar en nuestro caso ya que la concentración de sólidos en el efluente es baja (5 mg/l en promedio, Tabla 24).

Como se observa en la Tabla 26, para una tasa de recirculación de 60% -muy similar a la de 57%- la relación X_{T_h}/X_T es de 2.6, la cual coincide con el valor promedio de la Tabla 24.

Finalmente, se puede concluir que para disminuir R' sería necesario lograr un mayor espesamiento de lodos, situación difícil de lograr debido a la operación y dimensiones del sedimentador 1.

3.2.8.4 Caja partidora

El sistema de lodos activados cuenta con una caja partidora situada al lado de uno de los extremos del tanque de aeración (figura 23). Tiene tres compartimentos; uno de $0.80 \times 0.70 \times 0.80$ m y dos iguales de $0.35 \times 0.35 \times 0.80$ m (figura 31). Esta caja tiene como función separar los sólidos sedimentados que serán desechados (purga) de los que serán recirculados en el tanque de aeración.

En la actualidad, para cuantificar el volumen de purga en este sistema se cierra la salida del compartimento que comunica hacia el drenaje y se cronometra el tiempo en que se llena dicho compartimento (41.65 l). De manera análoga se calcula el gasto de recirculación.

Como este método es poco práctico e impreciso -no siempre queda totalmente cerrada la salida hacia el drenaje- se planteó la alternativa de aprovechar la división existente entre los compartimentos y utilizarla como un vertedor rectangular; puesto que la descarga del líquido se efectúa por encima de

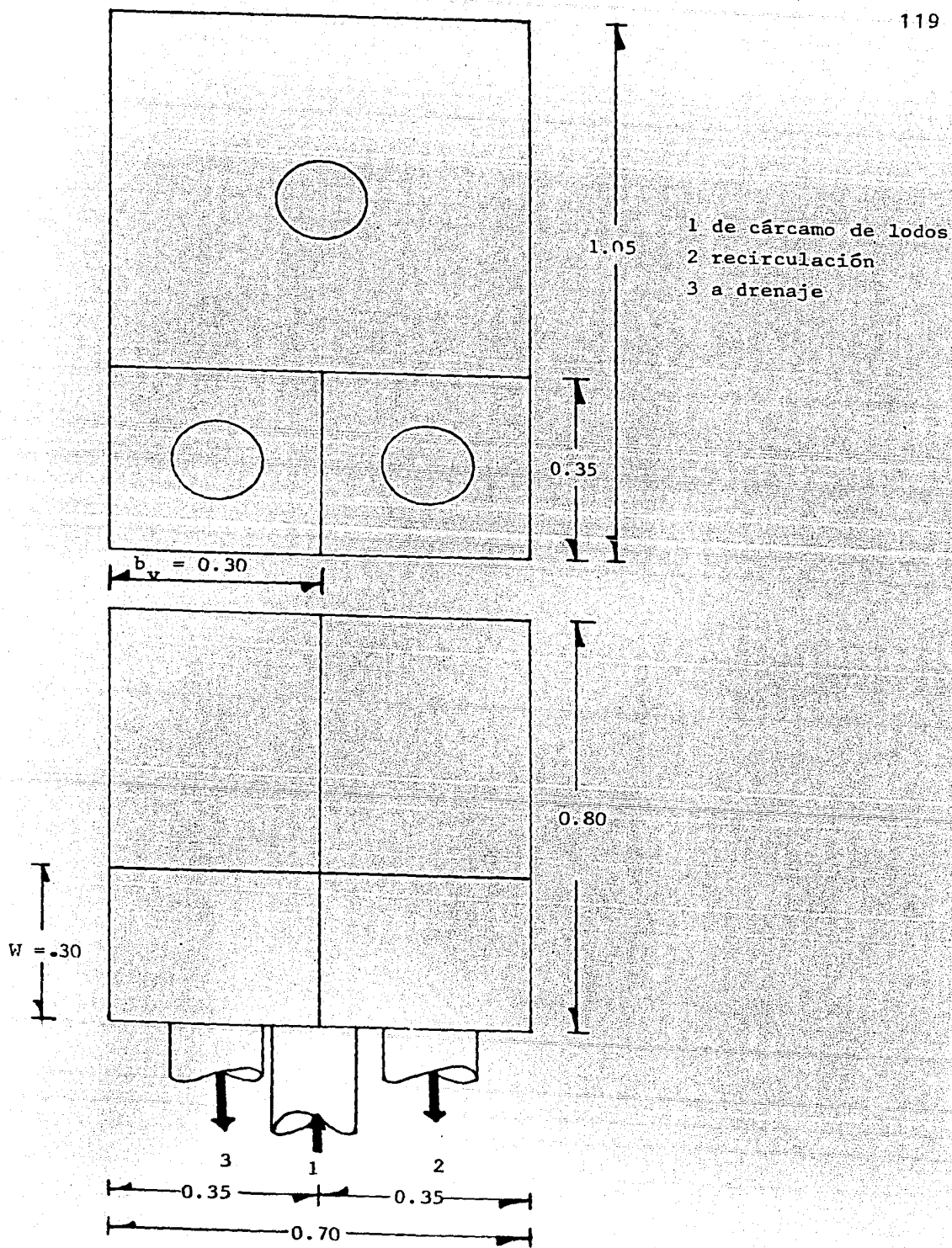


Figura 31. Caja Partidora (Línea 1)

una placa y a superficie libre.

Para un vertedor rectangular, la ecuación general para calcular el gasto es la siguiente:

$$Q_v = 2/3 \sqrt{2g} \mu b_v h_v^{3/2} \quad (30)$$

donde,

Q_v : gasto sobre el vertedor, m^3/s

g : aceleración de la gravedad, m/s^2

b_v : longitud de la cresta del vertedor, m (figura 31)

h_v : carga sobre el vertedor, m

μ : coeficiente de gasto.

Las principales formas de calcular μ se presentan en la Tabla 30. De ellas se utilizó la fórmula de Rehbock debido a que las medidas del vertedor propuesto se encuentran dentro de los límites de aplicación de ésta, además de su sencillez y precisión.

Como trabajo de campo se llevaron a cabo varios aforos para evaluar las diferencias entre las dos formas de medición (volumétrica y vertedor). Los resultados se presentan en la Tabla 31.

Como se puede observar, las diferencias entre los gastos es mí

TABLA 30. FORMULAS EXPERIMENTALES PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE DE GASTO μ APLICABLE A LA ECUACION 30 PARA VERTEDORES RECTANGULARES CON CONTRACCIONES LATERALES O SIN ELLAS

AUTOR	FORMULA	LIMITE DE APLICACION	OBSERVACIONES
Hegly (1921)	$\mu = \left[0.6075 - 0.045 \left(\frac{B-b}{b} \right) + \frac{0.0041}{h} \right] \times \left[1 + 0.55 \left(\frac{b}{B} \right)^2 \left(\frac{h}{h+w} \right)^2 \right]$	$0.10 \text{ m} < h < 0.60 \text{ m}$ $0.50 \text{ m} < b < 2.00 \text{ m}$ $0.20 \text{ m} < w < 1.13 \text{ m}$	El primer límite de aplicación es el más importante
Sociedad de Ingenieros y Arquitectos Suizos (SIAS) (1924)	$\mu = \left[0.578 + 0.037 \left(\frac{b}{B} \right)^2 + \frac{3.615 - 3(b/B)^2}{1000 h + 1.6} \right] \times \left[1 + 0.5 \left(\frac{b}{B} \right)^4 \left(\frac{h}{h+w} \right)^2 \right]$	$0.025 \leq h \leq 0.80 \text{ m}$ $b \leq 0.3 B$ $w \leq 0.30 \text{ m}$	Para vertedores sin contracciones laterales los límites son $0.025 \text{ m} < h < 0.80 \text{ m}$ $0.30 \text{ m} \leq w$
Francis	$\mu = 0.623 \left[1 - 0.1 n \frac{h}{b} \right] \times \left[\left(1 + \frac{V_o^2}{2gh} \right)^{3/2} - \frac{V_o^2}{2gh} \right]$	$0.18 \text{ m} < h < 0.50 \text{ m}$ $2.40 \text{ m} < b < 3.00 \text{ m}$ $0.60 \text{ m} < w < 1.50 \text{ m}$	$V_o = \frac{Q}{B(h+w)}$ velocidad de llegada en vertedores con $n=2$ contracciones laterales en vertedores sin $n=0$ contracciones laterales
Rehbock (1929)	$\mu = \left[0.6035 + 0.0813 \left(\frac{h+0.0011}{w} \right) \right] \times \left[1 + \frac{0.0011}{h} \right]^{3/2}$	$0.01 \text{ m} \leq h \leq 0.80 \text{ m}$ $b \leq 0.30 \text{ m}$ $w \leq 0.06 \text{ m}$	Es muy precisa, y muy utilizada por su sencillez Vale sólo para vertedores sin contracciones laterales

Adaptado de Sotelo, 1984.

TABLA 31. AFOROS EN LA CAJA PARTIDORA (VOLUMETRICA Y VERTE-DOR)

No.	Fecha 1987	Volumen l	t_i s	Q_i l/s	h cm	Q_v	Diferencia %
1	16-I	41.65	16.0	2.60	2.7	2.58	1.0
2	20-I	44.65	18.0	2.31	2.5	2.30	0.5
3	22-I	41.65	15.0	2.78	2.9	2.85	2.5
4	23-I	41.65	15.7	2.66	2.8	2.70	1.5
5	26-I	41.65	16.0	2.60	2.7	2.58	1.0
6	27-I	41.65	16.8	2.48	2.6	2.45	1.5
7	29-I	41.65	16.8	2.48	2.6	2.45	1.5
8	3-II	41.65	16.1	2.59	2.7	2.58	0.5
9	6-II	41.65	16.8	2.48	2.6	2.45	1.5
10	9-II	41.65	15.0	2.77	2.9	2.85	3.0
11	12-II	41.65	16.8	2.48	2.6	2.45	1.5
12	17-II	41.65	16.0	2.60	2.7	2.58	1.0
13	20-II	41.65	16.8	2.48	2.6	2.45	1.5
14	23-II	41.65	12.0	3.47	3.4	3.58	3.0
Promedio							1.5
Desviación estándar							0.8

nima. Esto se debe a que cada aforo se llevó a cabo cinco veces, y se tuvo mucho cuidado de que la salida hacia el drenaje quedara bien tapada (lo que no siempre ocurre al realizar esta labor los operadores).

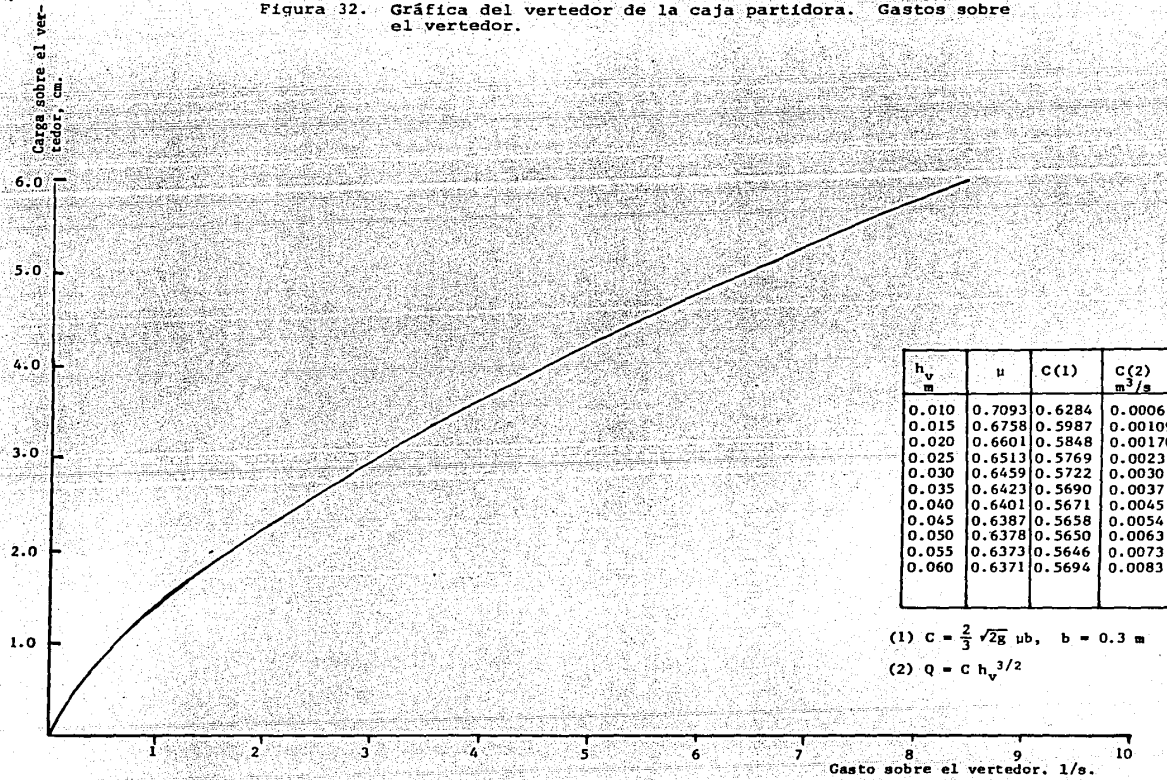
En la figura 32 se presenta la gráfica que cumple la ecuación del vertedor así como los valores de los gastos para diferentes cargas en forma de tabla.

3.2.9 Línea 2 - Sistema de biodiscos

El sistema de biodiscos es un sistema de tratamiento biológico básicamente aerobio y con biomasa fija. Consiste en una serie de discos plásticos (de poliestireno o polivinil de cloro) montados sobre una flecha horizontal, e instalados dentro de un tanque (generalmente de concreto). Los discos -que se encuentran sumergidos en forma parcial (aproximadamente el 40% de su área superficial)- giran lentamente y los microorganismos presentes en el agua residual se adhieren a la superficie hasta cubrirla con un espesor que varía de 1 a 4 mm (ASCE, 1982). Esta población es la responsable del tratamiento del agua residual.

En general, el sistema de biodiscos cumple con las siguientes funciones (ASCE, 1982):

Figura 32. Gráfica del vertedor de la caja partidora. Gastos sobre el vertedor.



- a) Provee el área necesaria para el desarrollo de una colonia biológica de gran tamaño
- b) Proporciona un buen contacto entre la biomasa y el agua residual
- c) Oxigena eficientemente al agua residual
- d) Elimina la biopelícula en exceso.

En la figura 33 se muestra esquemáticamente el proceso de tratamiento de biodiscos.

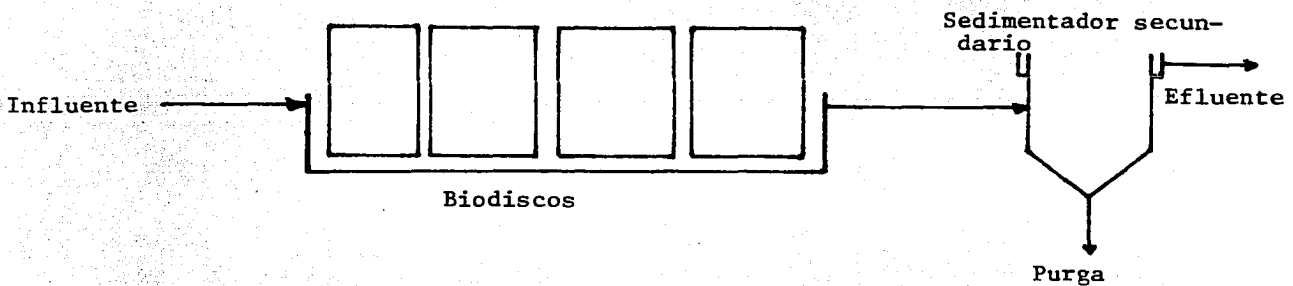


Figura 33. Diagrama de flujo del sistema de biodiscos

Como se observa en la figura 33, este sistema se encuentra dividido en etapas, las cuales varían de acuerdo con el criterio del diseñador. Independientemente del número de etapas

que especifique cada fabricante, éstas promueven la especiali
zación de las poblaciones. Al principio del proceso se pre
senta la mayor concentración de materia orgánica, la cual pro
picia el desarrollo de organismos heterótrofos.

A medida que la concentración de materia orgánica disminuye
se desarrollan otro tipo de organismos, como los protozoarios
los cuales indican un alto grado de depuración.

En el sistema de biodiscos, el agua fluye a través del reac-
tor solamente una vez, es decir, no hay recirculación. En es
te tipo de tratamiento, a una carga hidráulica específica el
porcentaje de remoción de DBO es independiente de la carga má
sica. Por tal motivo, el criterio de diseño más importante
está dado por la carga hidráulica (ASCE-1982).

Otro criterio de diseño importante es la velocidad de rota-
ción de la flecha. Se ha encontrado que si todas las etapas
de un sistema de biodiscos giran a la misma velocidad, la ve-
locidad tangencial óptima para agua residual de tipo domésti-
co es de 0.3 m/s (ASCE-1982). En la Tabla 32 se muestran los
principales criterios de diseño.

La temperatura del medio ambiente tiene poco efecto en el pro
ceso de tratamiento cuando esta oscila entre 13 y 32°C. Cuan
do es menor de 13°C se recomienda cubrir el sistema -para pro

TABLA 32. CRITERIOS DE DISEÑOS TÍPICOS PARA LOS SISTEMAS DE BIODISCOS

PARAMETRO	VALOR TÍPICO
Carga hidráulica, $m^3/m^2 \cdot d^*$	
para DBO_{5e} entre 15-30 mg/l	0.08 - 0.16
para DBO_{5e} entre 7-15 mg/l	0.03 - 0.08
Velocidad tangencial, m/s	0.3
Velocidad de giro, rpm	1-2
Temperatura, °C	13-32
Grado de sumergencia, %	40
Producción de lodos, KgSST/KgDBO removido	0.4 - 0.5
Carga hidráulica en el sedimentador, $m^3/m^2 \cdot d$:	
para SS_e entre 20-30 mg/l	33
para SS_e entre 16-24 mg/l	16-24
Profundidad del sedimentador, m	2.1
Carga másica, g $DBO_5/m^2 \cdot d$, aguas residuales	15-20
Carga másica, g $DBO_5/m^2 \cdot d$, aguas residuales urbanas	10-15

* m^2 de disco

Adaptado de ASCE-1982 y Thomazeau, 1981.

teger a la biomasa ya que la eficiencia disminuye considerablemente.

3.2.9.1 Biodisco de la PTCU

El sistema de biodiscos existente en la PTCU (figuras 34 y 35) tiene las siguientes características:

Diámetro, m	3.60
Velocidad de giro, rpm	1.6
Gasto de diseño para una DBO_i de 150 mg/l y 200 mg/l de SS_i	7.5
Número de etapas	3
Area superficial, m^2	8752
Grado de sumergencia, %	40

(Especificaciones del fabricante)

De acuerdo con el fabricante, este proceso de tratamiento debe proporcionar un efluente final con una DBO_e de 15 mg/l y 20 mg/l de SS. El sistema está protegido por una cubierta de fibra de vidrio (figura 36). Por otra parte, si se considera que el radio del biodisco es de 1.80 m, la velocidad tangencial es de 0.30 m/s y se estima que es la adecuada para este tipo de influente de acuerdo con las recomendaciones del ASCE, 1982, (sección 3.2.9).

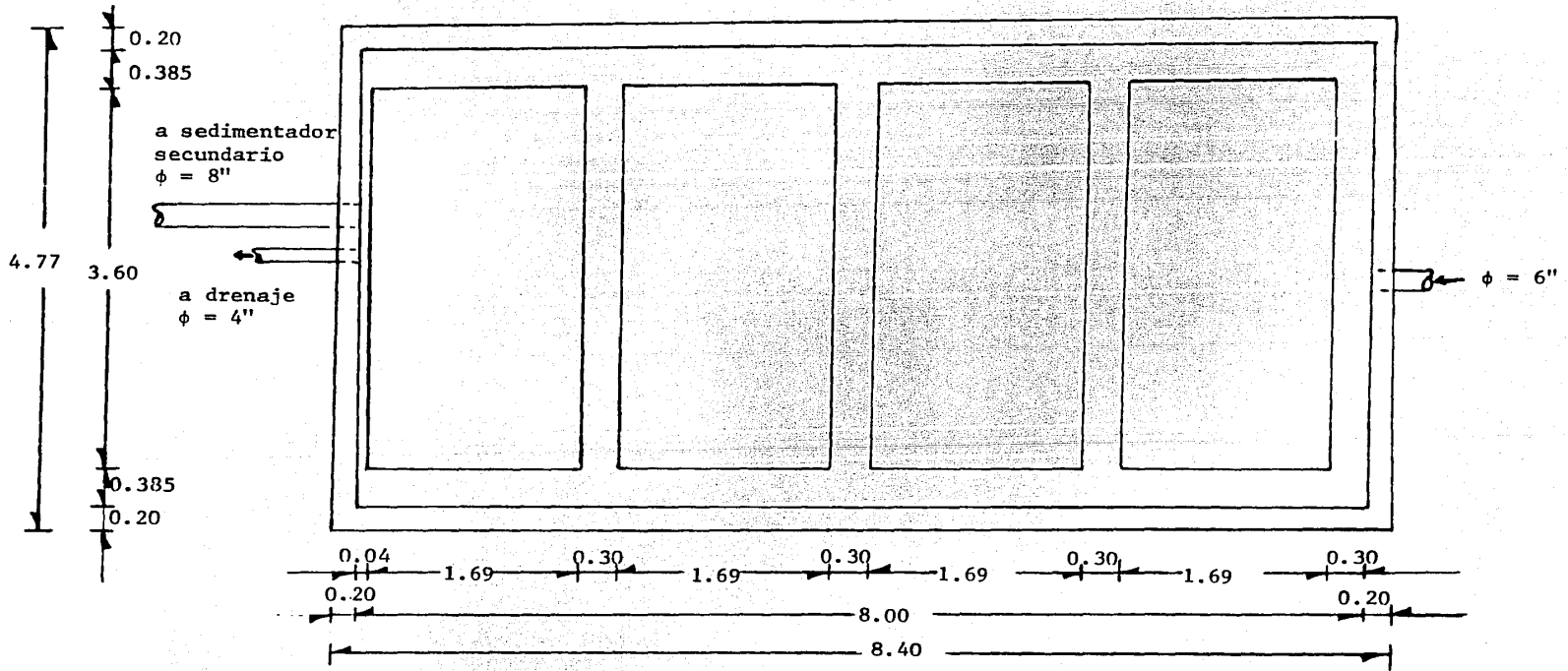


FIGURA 34. Biodisco de la PTCU.

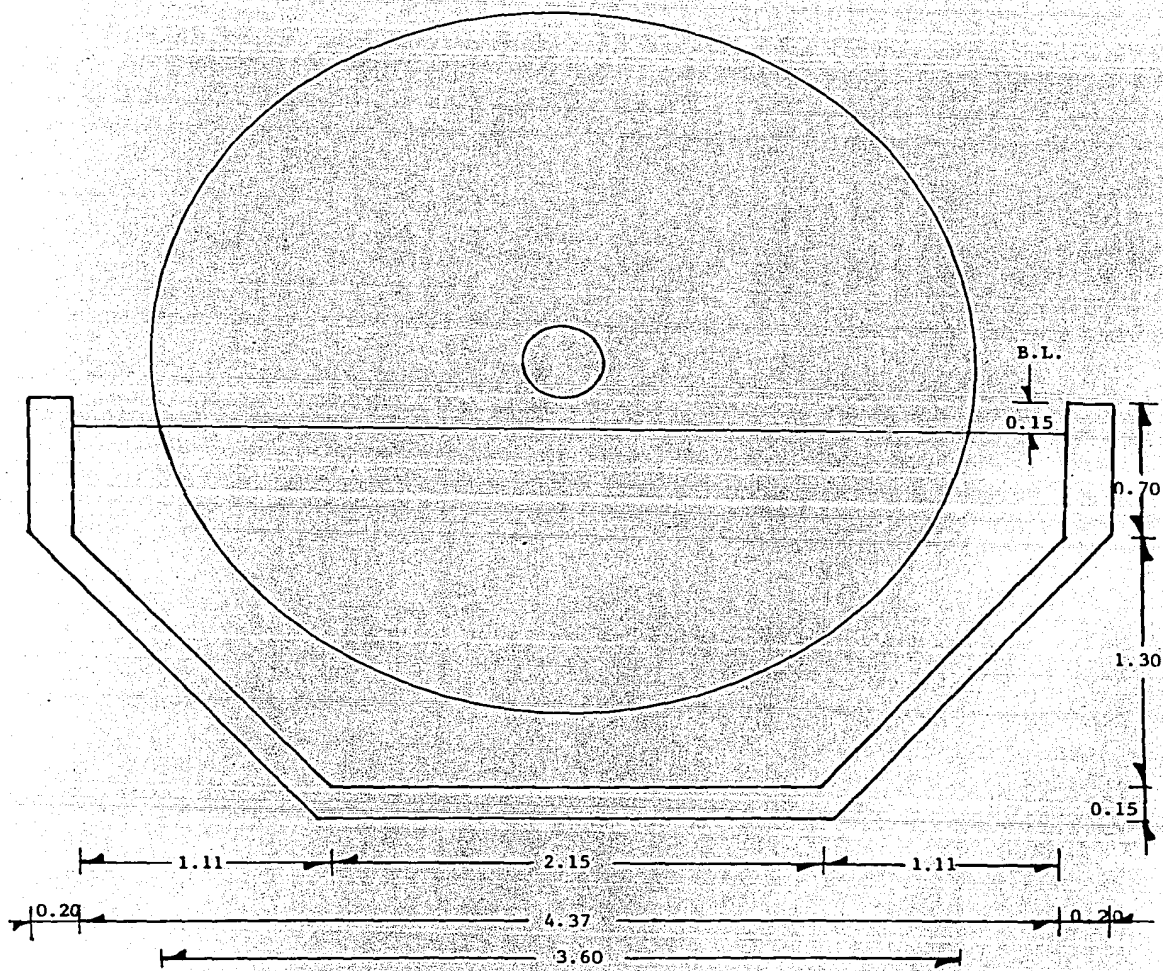
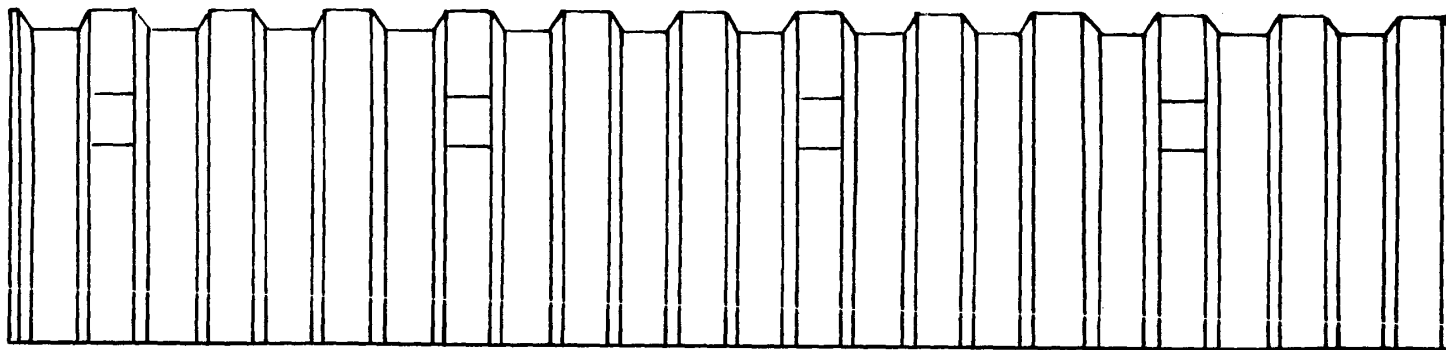
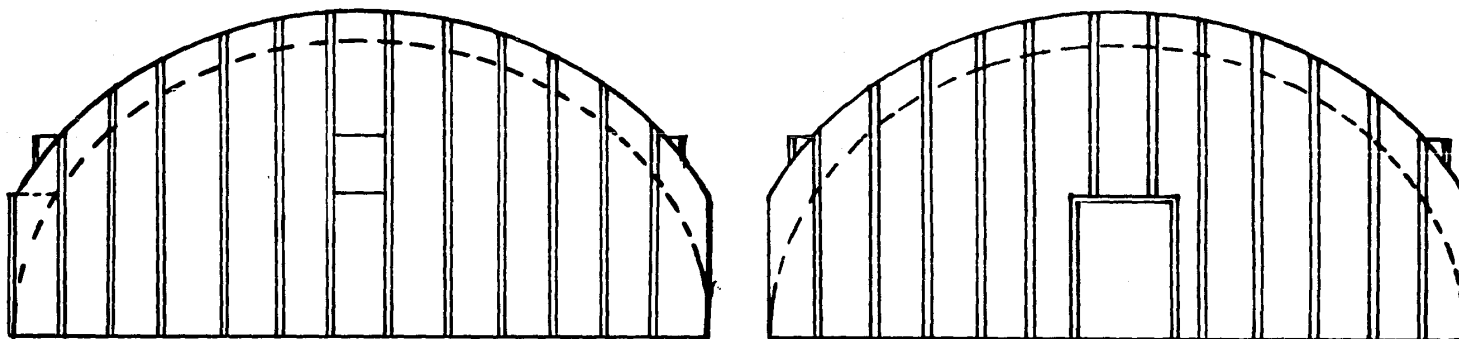


Figura 34. Biodisco. Corte.

B.L.: Borde libre



Perfil



Vista lateral

FIGURA 36. Cubierta del biodisco.

En la Tabla 33 se muestran los valores mensuales promedio de los parámetros de control del sistema durante 1986. Como se puede observar, y de acuerdo con los valores recomendados en la Tabla 32, la carga hidráulica promedio $-0.066 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ - se encuentra dentro de los límites recomendados -0.03 a $0.08 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ -; y proporciona un efluente final con una DBO_e promedio de 9 mg/l , aún menor que la prevista por el fabricante $-$ entre 15 y 20 mg/l - y entre los límites recomendados por la literatura -7 a 15 mg/l -. La alta eficiencia del sistema se debe a que la DQO_i del influente $-78 \text{ mgO}_2/\text{l}$ - es aproximadamente la mitad de la especificada por el fabricante $-150 \text{ mgO}_2/\text{l}$ -, por lo que la carga másica para 1986 resultó de sólo $5.6 \text{ kgDBO}_5/\text{m}^2 \cdot \text{d}$.

En lo que se refiere a la producción de lodos, los cálculos se efectuaron utilizando la DBO promedio anual. Como se observa, la producción de lodos promedio -1.1 kgSST/kgDBO - es mayor que la señalada en la Tabla 32. Esto se debe probablemente a que el promedio es elevado por el valor correspondiente al mes de diciembre para el cual se dispuso de muy pocos datos (seis).

El promedio de los dos meses restantes $-0.45 \text{ kgSST/kgDBO}_5$ - concuerda con los valores presentados en la Tabla 32.

TABLA 33. VALORES MENSUALES PROMEDIO DE LOS PARAMETROS DE CONTROL DEL SISTEMA DE BIODISCOS

Mes	Q_i	Q_p	DQO_{t_i}	DQO_{S_e}	DBO_{t_i}	DBO_{S_e}	C.H.	C.M.	C.M.	SST _p	P.L.
1986	l/s	m ³ /d	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	m ³ /m ² ·d	$\frac{gDQO}{m^2 \cdot d}$	$\frac{gDBO}{m^2 \cdot d}$	mg/l	(1)
Enero	3.9	20.7	155	55	-	-	0.039	6.0	-	-	-
Febrero	2.0	13.2	139	38	101	6	0.020	2.7	2.0	-	-
Marzo	4.8	9.2	86	35	79	9	0.047	4.1	4.1	-	-
Abril	7.9	24.0	122	41	88	9	0.078	9.5	9.5	-	-
Mayo	8.5	27.6	122	40	79	12	0.084	10.2	6.3	-	-
Junio	10.3	18.8	98	37	-	-	0.102	10.0	-	-	-
Julio											
Agosto			NO	SE	OPERO	EL	SISTEMA				
Septiembre	4.5	8.0	80	-	-	-	0.044	3.6	-		
Octubre	7.7	7.2	112	-	63	-	0.074	8.5	4.8	2332	0.40
Noviembre	9.0	21.9	83	-	61	-	0.089	7.4	5.4	1229	0.50
Diciembre	8.8	26.4	99	-	56	-	0.087	8.6	6.6	4750	2.39
Promedio	7.1	17.7	110	41	78	9	0.066	7.1	5.6	2770	1.1
Desviación estandar	2.7	7.7	25.0	7.2	13.9	2.5	0.027	2.8	2.3	1800.9	1.1

NOTA: A partir del mes de septiembre, debido al recorte de personal de la PTCU, se suspendieron los estudios del efluente del biodisco. En contrapartida, a partir de ese mes se comenzó a analizar el líquido drenado.

S_{BD} : Superficie del biodisco, 8752 m²

C.H.: Carga hidráulica = $Q_i \times 86.4/S_{BD}$

C.L.: Carga másica = $DQO_i \times Q_i \times 0.0864/S_{BD}$

(1) P.L.: Producción de lodos = $SST_p \frac{Q_p}{(DBO_{t_i} - DBO_{S_e}) Q_i}$, kgSST/kgDBO removido

3.2.9.2 Sedimentador secundario 2.

En términos generales, los criterios de diseño para este sedimentador son los que aparecen en la sección 3.2.8.2. Debido a la cantidad de SST en el efluente del biodisco -75 mg/l en promedio- la carga másica en el sedimentador $-0.198 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$ - es muy baja si se considera que el valor promedio para procesos con biomasa fija varía de 3 a 5 $\text{kg/m}^2 \cdot \text{d}$.

Los SST presentan una sedimentación del tipo discreto, por lo que el único factor de diseño importante es la carga superficial.

El sedimentador secundario 2 de la PTCU (figura 37) tiene un diámetro de 4.85 m y una pendiente de 80 mm/m, la cual resulta adecuada si se compara con el valor típico de diseño -80 mm/m .

Al igual que el sedimentador secundario 1, el sedimentador 2 es de alimentación central y posee una mampara metálica de 0.90 m de profundidad alrededor de la columna de alimentación.

En la Tabla 34 se presentan los valores de las cargas hidráulica y másica, así como el tiempo de retención. De acuerdo con los valores de las tablas 21 y 22, la carga hidráulica promedio $-45.15 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ - excede los valores señalados por la bibliografía $-16 \text{ a } 36 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ (Metcalf & Eddy, 1979)-. Hay que re-

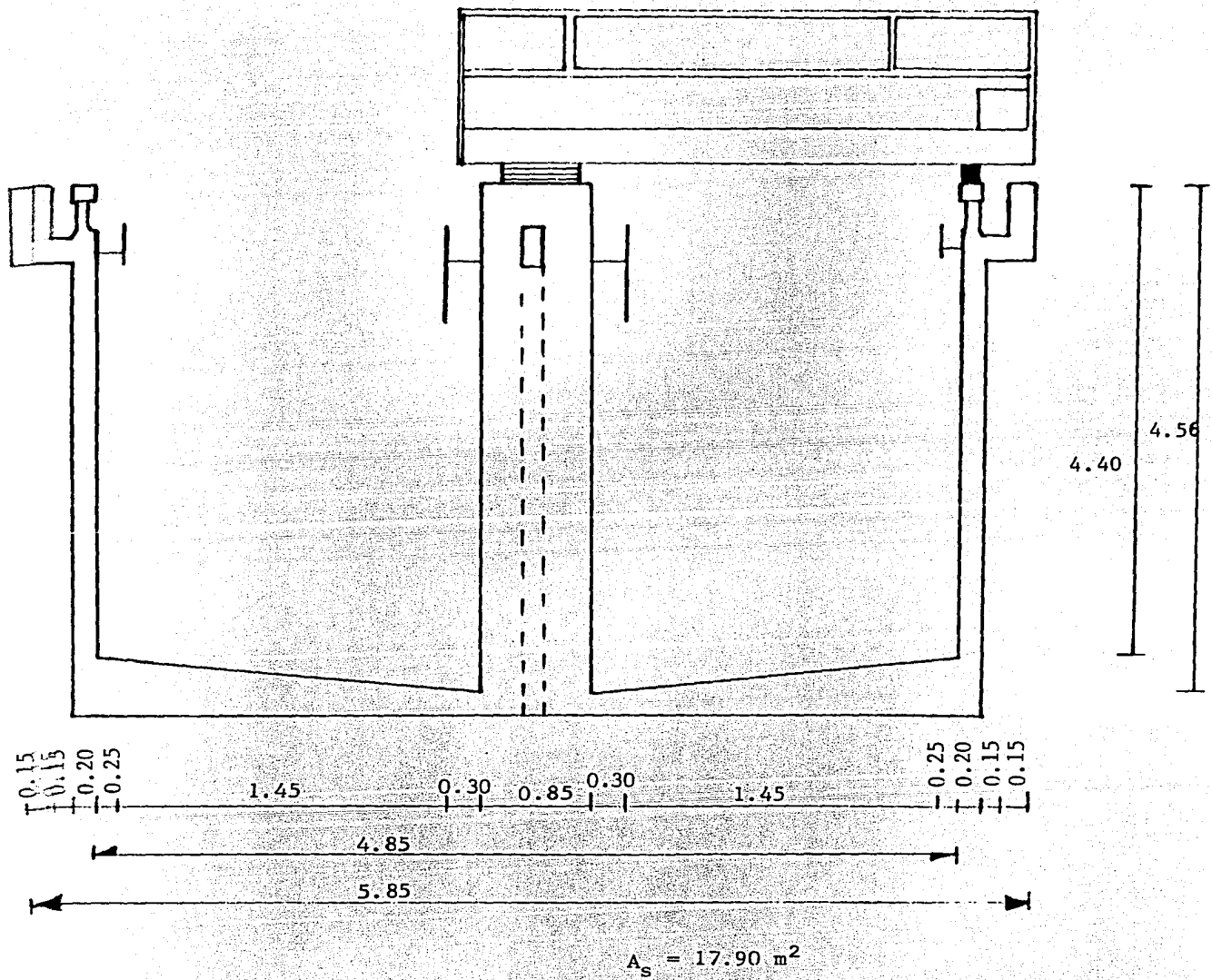


FIGURA 37. Sedimentador secundario N° 2 .

TABLA 34. VALORES DE LA CARGA HIDRAULICA, AREA DE CLARIFICACION Y TIEMPO DE RETENCION DEL SEDIMENTADOR 2.

No.	Fecha 1986	Q_i l/s	Q_i m^3/d	C.H. $m^3/m^2 \cdot d$	SST _i mg/l	C.M. $kg/m^2 \cdot h$	θ h	V_s m/min	A_c m^2	θ h
1	4-XI	7.6	656.64	36.68	100	0.153	2.93	18.0	0.025	3.04
2	6-XI	7.8	673.92	37.65	138	0.217	2.86	18.7	0.025	2.96
3	7-XI	8.2	708.48	39.58	186	0.308	2.71	19.0	0.026	2.82
4	10-XI	8.2	708.48	39.58	97	0.160	2.71	17.3	0.028	2.82
5	12-XI	8.2	708.48	39.58	28	0.046	2.71	18.5	0.027	2.82
6	15-XI	9.0	777.60	43.44	46	0.083	2.47	18.4	0.029	2.57
7	18-XI	10.5	907.20	50.68	54	0.114	2.12	17.8	0.035	2.20
8	19-XI	10.5	907.20	50.68	238	0.503	2.12	18.5	0.034	2.20
9	21-XI	10.4	898.56	50.20	146	0.305	2.15	18.7	0.033	2.22
10	25-XI	8.8	760.32	42.47	98	0.173	2.53	17.9	0.030	2.62
11	26-XI	9.9	855.36	47.79	110	0.219	2.24	17.8	0.033	2.33
12	28-XI	10.3	889.92	49.72	120	0.248	2.16	18.1	0.034	2.24
13	1-XII	10.1	872.64	48.75	60	0.122	2.20	18.6	0.033	2.29
14	2-XII	10.4	898.56	50.20	72	0.150	2.15	18.5	0.034	2.22
15	3-XII	10.4	898.56	50.20	86	0.179	2.15	18.5	0.034	2.22
Promedio		9.4	808.13	45.15	105	0.198	2.42	18.3	0.031	2.50
Desviación estandar		1.12	96.81	5.41	55	0.112	0.30	0.4	0.004	0.31

A_s : área del sedimentador = $17.90 m^2$

V : volumen del sedimentador = $83.10 m^3$

C.H.: carga hidráulica = Q_i/A_s

C.M.: carga másica = $Q_i \times SST/A_s$

A_c : área de clarificación: Q_i/V_s

θ : tiempo de retención = Q_i/V

calcar que el gasto de diseño del biodisco es de 7.5 l/s y durante el periodo de análisis el correspondiente a la operación fue de 9.4 l/s (valor promedio).

A pesar de ello -probablemente debido a las características de sedimentación de los sólidos- el efluente obtenido es de buena calidad (12 mg/l de SST en promedio).

Para estudiar las razones de esta eficiencia se determinó, la velocidad de sedimentación de los SST, las cuales se presentan en la misma Tabla 34. (Como se mencionará posteriormente existieron problemas en estos ensayos). Acto seguido y mediante la ecuación 27, se calculó, a manera de ejemplo, el área de clarificación (A_c). Como se observa en la Tabla 32, el área de sedimentación real -17.9 m²- es mucho mayor que la requerida por el sistema -0.025 m² en promedio-. Esto se debe a que la biomasa que se desprende del biodisco tiene una velocidad de sedimentación muy alta (en promedio, 18.3 m/min). Es necesario señalar que esta velocidad muy probablemente no represente exactamente la velocidad promedio total del influente ya que debido al bajo contenido de SST, únicamente se observaban los sólidos mayores. Para los flóculos pequeños era sumamente difícil medir la velocidad de sedimentación.

En la Tabla 35 se presenta la eficiencia de remoción de SST del sedimentador. En ella se puede observar que la eficiencia

TABLA 35. EFICIENCIA DE REMOCION DE SST DEL SEDIMENTADOR SECUNDARIO 2

Fecha 1986	Q_{μ} l/s	SST _{μ} mg/l	SST _{e} mg/l	Eficiencia %
4-XI	7.6	100	7	93
6-XI	7.8	138	11	92
7-XI	8.2	186	8	96
10-XI	8.2	97	9	91
12-XI	8.2	28	15	46
15-XI	9.0	46	10	78
18-XI	10.5	54	15	72
19-XI	10.5	238	12	95
21-XI	10.4	146	16	89
25-XI	8.8	98	9	91
26-XI	9.9	110	15	86
28-XI	10.3	120	11	91
1-XII	10.1	60	15	75
2-XII	10.4	72	23	68
3-XII	10.4	86	9	90
Promedio	9.4	105	12	84
Desviación estandard	1.12	55.31	4.18	13.57

de remoción es buena (84% en promedio). Cabe hacer notar que el desprendimiento periódico de la biopelícula ocasiona bajas en el rendimiento del sedimentador.

En este caso fue imposible calcular un valor de IVL ya que sistemáticamente a los 30 minutos el volumen de sólidos era inferior a 50 ml.

Se hace especial hincapié en que la eficiencia de este sedimentador varía mucho de un día a otro, probablemente porque opera a gastos mayores al de diseño -7.5 l/s- , lo que provoca que la carga hidráulica exceda los valores señalados por la literatura, y al desprendimiento periódico de la biopelícula.

3.2.10 Sistema filtro percolador

El proceso de filtro percolador -también conocido como filtro rociador, bitorre, biofiltro,- se encuentra entre los sistemas de tratamiento aerobios con biomasa fija.

Al poner en operación uno de estos filtros, la superficie del medio se recubre con una película viscosa -biopelícula-, la cual, contiene bacterias y otros organismos. Dichos microorganismos degradan y adsorben la materia orgánica del agua residual. Al desarrollarse los microorganismos aumenta el espesor de la biopelícula y el oxígeno es consumido antes de que pene-

tre totalmente a la biopelícula. Por tal razón, se considera que en una biopelícula completamente desarrollada existen tres zonas: la aerobia, la facultativa y la anaerobia. La biopelícula crece hasta alcanzar un espesor que varía de 1 a 4 mm (ASCE, 1982). Este crecimiento está regido por factores físicos-químicos como la tasa de dosificación hidráulica, tipo del medio, naturaleza del agua residual, pH, temperatura, etc.

Durante la operación, los microorganismos anaerobios pierden su habilidad de adherirse al medio y el paso del agua residual los desprende -"lava"- favoreciendo el crecimiento de una nueva película.

Los filtros rociadores son clasificados de acuerdo con las cargas hidráulica y orgánica aplicadas en filtros de tasa baja, media, alta y super alta (Tabla 36). La carga hidráulica es el volumen total del líquido que pasa por el filtro por unidad de tiempo por unidad de superficie de filtro (usualmente expresada en $m^3/m^2 \cdot d$). La carga orgánica se expresa como kilogramos de DBO por día por unidad cúbica de medio filtrante.

En la figura 38 se presenta el proceso de tratamiento del filtro percolador en forma esquemática.

TABLA 36. CARACTERISTICAS DE LOS DIFERENTES TIPOS DE FILTROS PERCOLADORES

PARAMETRO	TASA BAJA	TASA INTERMEDIA	TASA DITA	TASA SUPER ALTA
Carga hidráulica, $m^3/m^2 \cdot d$	1 - 4	4 - 10	10 - 40	40 - 200
Carga orgánica, $Kg/m^3 \cdot d$	0.08 - 0.32	0.24 - 0.48	0.32 - 1.0	0.80 - 6.0
Profundidad, m	1.5 - 3.0	1.25 - 2.5	1.0 - 2	4.5 - 12
Tasa de recirculación	0	0 - 1	1 - 3	1 - 4
Empaque	Piedras, escoria volcánica	Piedras, escoria volcánica	Piedras, material sintético	Material sintético
Potencia requerida, $KW/10^3 m^3$	2 - 4	2 - 8	6 - 10	10 - 20
Moscas	Muchas	Regular	Pocas	Pocas o ninguna
			Las larvas son retiradas del medio por acción del agua	
Arrastre de la biopelícula	Intermitente	Intermitente	Continua	Continua
Alimentación	En intervalos de 5 min	Intervalos de 15 a 60s (Continua)	Intervalos < 15 s (Continua)	Continua
Efluente	Nitrificado	Parcialmente nitrificado	Nitrificado únicamente a cargas bajas	

Fuente: Metcalf & Eddy (1979)

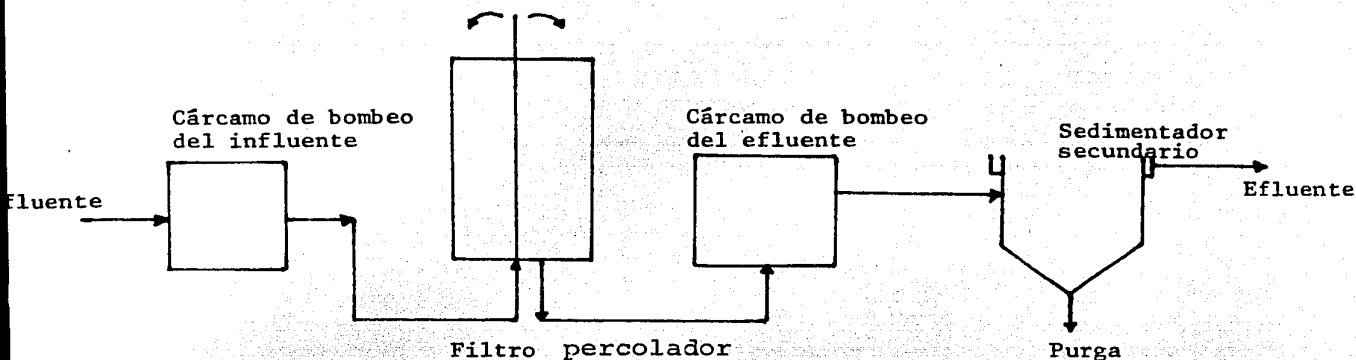


Figura 38. Diagrama de flujo del sistema filtro percolador

La introducción de empaque sintético en sustitución del empaque natural ha hecho posible el incremento de las cargas orgánica e hidráulica al propiciar la aeración gracias al gran porcentaje de vacío que presenta este material. En la Tabla 37 se presentan las características principales de los empaques más comunes para filtros percoladores.

La mayoría de los filtros de tasa baja están diseñados con profundidades que varían de 1.5 a 2.1 m mientras que los de alta tasa tienen profundidades de 0.9 a 1.8 m (ASCE, 1982). Los filtros que tienen empaque plástico se construyen con profundidades que varían de 9 a 12 m. El agua residual en los filtros de forma cilíndrica se distribuye generalmente sobre el empaque mediante un sistema rotatorio consistente en un dispositivo de dos o más brazos con boquillas (figura 39), los cuales giran en un plano horizontal. La velocidad de gi-

TABLA 37. CARACTERISTICAS DE EMPAQUES PARA FILTROS PERCOLADOS

EMPAQUE	TAMAÑO	MASA/UNIDAD DE VOLUMEN	AREA ESPECIFICA	VOLUMEN DE VACIO
	mm	Kg/m ³	m ² /m ³	%
Piedras de río pequeñas	25-65	1250-1450	55-70	40-50
	grandes 100-120	800-1000	40-50	50-60
Escorias de altos hornos pequeñas	50-80	900-1200	55-70	40-50
	grandes 75-125	800-1000	45-60	50-60
Plásticos Convencionales	600x600x1200*	30-100	80-100	94-97
Alta área específica	600x600x1200*	30-100	100-200	94-97

* Tamaño de los módulos

Adaptado de Metcalf & Eddy (1979)

ro varía de acuerdo con la reacción dinámica del agua que sale, y debe ser inferior a una revolución en 10 minutos para una distribución de dos brazos. Además deben evitarse velocidades mayores de 1.2 m/s (Metcalf & Eddy, 1979).

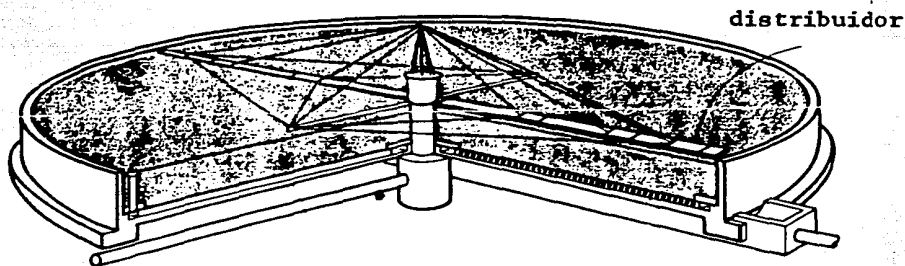


Figura 39. Sistema típico de distribución del agua residual de un filtro percolador.

La ventilación de los filtros percoladores es muy importante con el fin de favorecer el mantenimiento de las condiciones aerobias.

Los fabricantes de empaque de tipo sintético recomiendan 0.1 m^2 de área de ventilación por cada 3-4.6 m de altura de la to

rre del filtro, para agua residual municipal (ASCE, 1982); o bien 0.1 m^2 de superficie de ventilación por 23 m^2 de la superficie del filtro (Metcalf & Eddy, 1979).

Otro parámetro de operación importante es el señalado por Reynolds, 1981 y que se refiere a los límites de la carga hidráulica aplicada. Este autor señala que para propiciar la auto-limpieza de biopelícula el valor mínimo de la carga hidráulica debe ser de $0.8 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ y como valor máximo para evitar el lavado de la misma no se debe de exceder $1.6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$.

El sistema filtro percolador de la PTCU se compone de las siguientes partes (figura 40):

- a) Cárcamo de bombeo para la alimentación
- b) Torre percoladora
- c) Cárcamo de bombeo del efluente
- d) Sedimentador secundario 3

Físicamente, ambos cárcamos forman una sola estructura por lo que serán analizadas dentro de la misma sección.

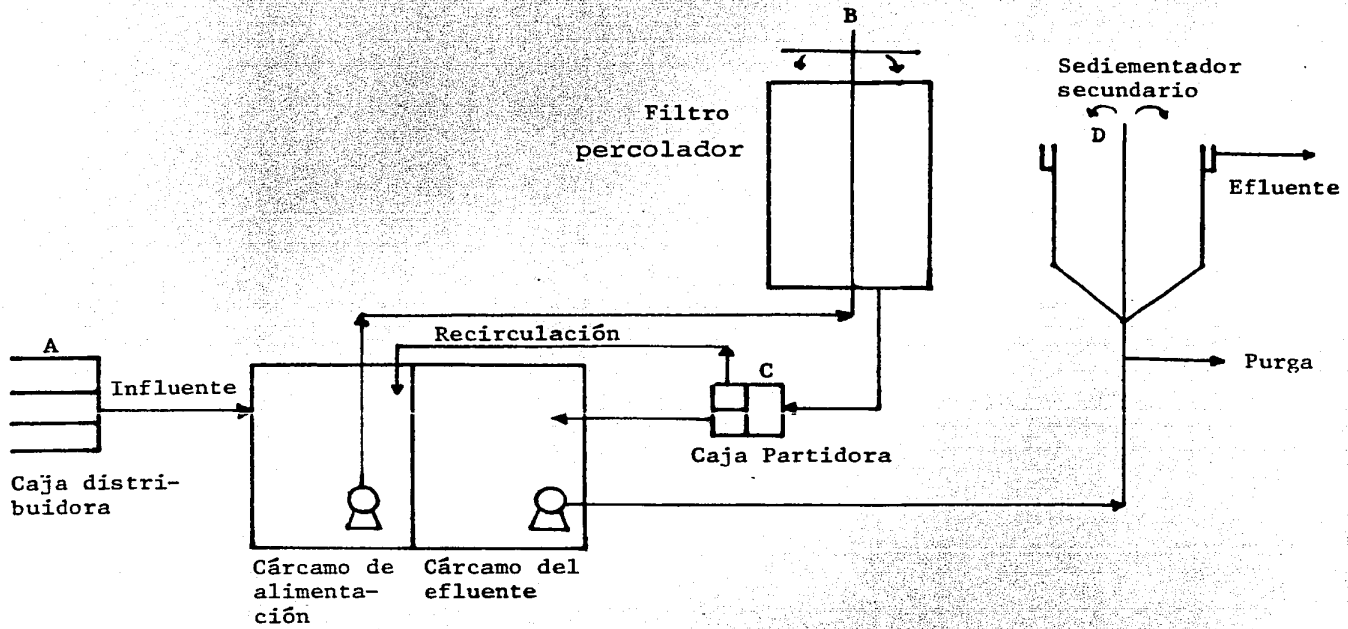


Figura 40. Diagrama de flujo del sistema filtro percolador.

3.2.10.1 Cárcamos de bombeo

El sistema de filtro rociador cuenta con dos cárcamos de bombeo iguales de 2.0 m de ancho, 1.7 m de largo y 3.9 m de profundidad, los cuales se encuentran separados por un muro de 0.2 m de espesor (figuras 41 y 42).

Dichos cárcamos cumplen con funciones distintas: uno recibe el agua cruda proveniente del desarenador y parte del agua ya tratada y recirculada; y el otro aloja el agua que habrá de enviarse al sedimentador secundario 3. En el primer cárcamo existen dos bombas de 5 HP cada una y en el segundo dos de 2 HP, en ambos casos son sumergibles.

Debido a que se sospechaba que en estos cárcamos existía sedimentación durante el almacenamiento del agua se realizó un estudio al respecto.

En la figura 40 se presenta de manera esquemática el paso del influente a través del sistema.

Los análisis se llevaron a cabo en los siguientes puntos (figura 40):

- a) Caja distribuidora del influente,
- b) Brazos rociadores del biofiltro,

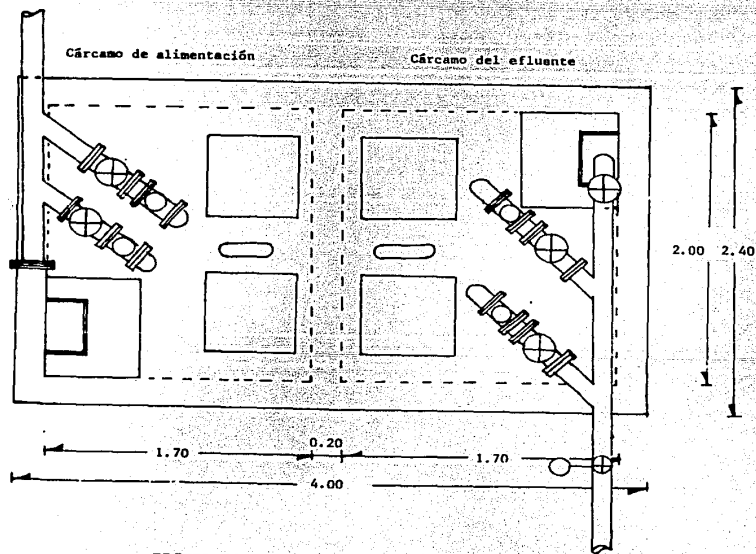


FIGURA 41. Cárcamo de bombeo (Línea 3) Planta.

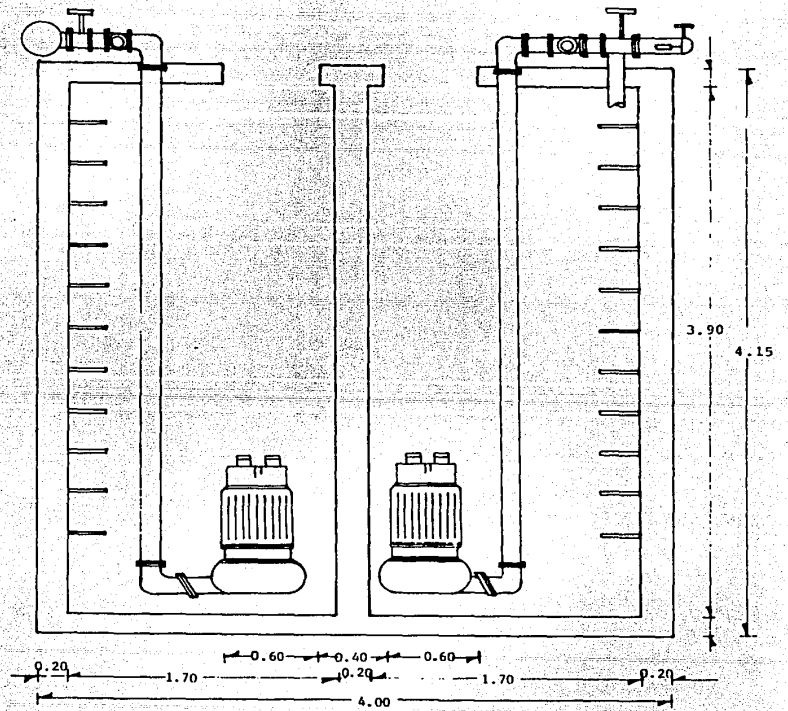


FIGURA 42. Cárcamo de bombeo. Corte.

- c) Caja partidora,
- d) Torre de alimentación del sedimentador 3.

El estudio se dividió en dos fases: durante la primera únicamente se llevaron a cabo pruebas volumétricas mientras que, en la segunda, se añadieron los análisis de SST. En las figuras 43 y 44 y en la Tabla 38 se muestran algunos resultados. La totalidad de los resultados se encuentran en el Anexo 5.

En la figura 43 es evidente que existe en el cárcamo de bombeo del influente una sedimentación continua de los sólidos del agua residual que escaparon del desarenador.

En la figura 44 se observa que el comportamiento de este cárcamo es irregular. En ocasiones se observa una acumulación importante relacionada con el desprendimiento periódico de la biopelícula y en otras un desazolve, el cual es explicado por la acción de las bombas sobre los ligeros flóculos biológicos.

En la Tabla 38 se presenta el porcentaje de sólidos sedimentados en cada uno de los cárcamos. En dicha tabla se puede observar que aproximadamente el 52% de los sólidos suspendidos en el agua residual proveniente de la caja distribuidora son retenidos en el cárcamo de alimentación. Por otra parte, se aprecia que en el cárcamo de bombeo del efluente existen días durante los cuales los sólidos se acumulan en un alto porcen-

FIGURA 43. Determinación de la acumulación de sólidos en el cárcamo de bombeo del influente.

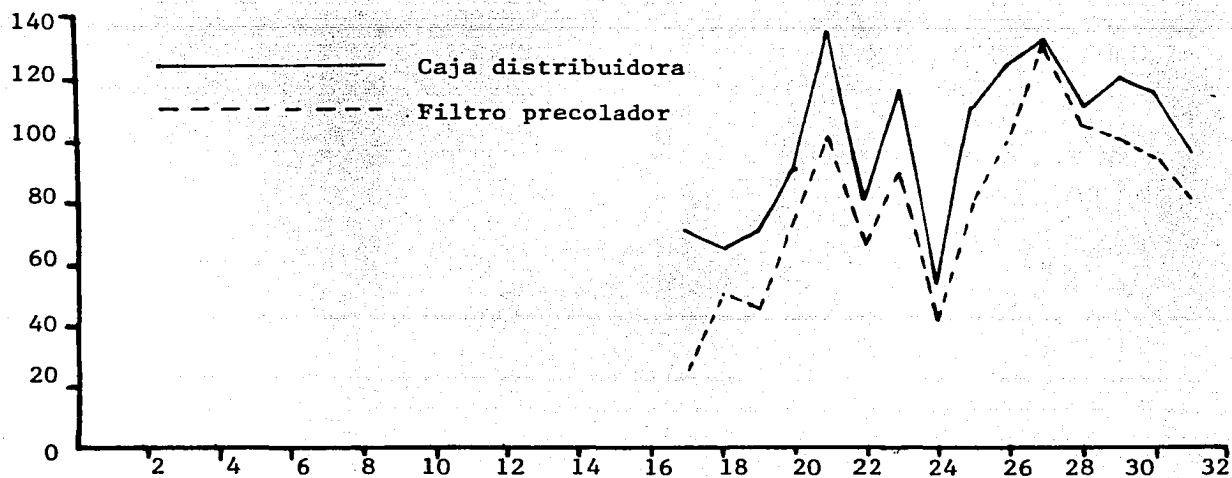
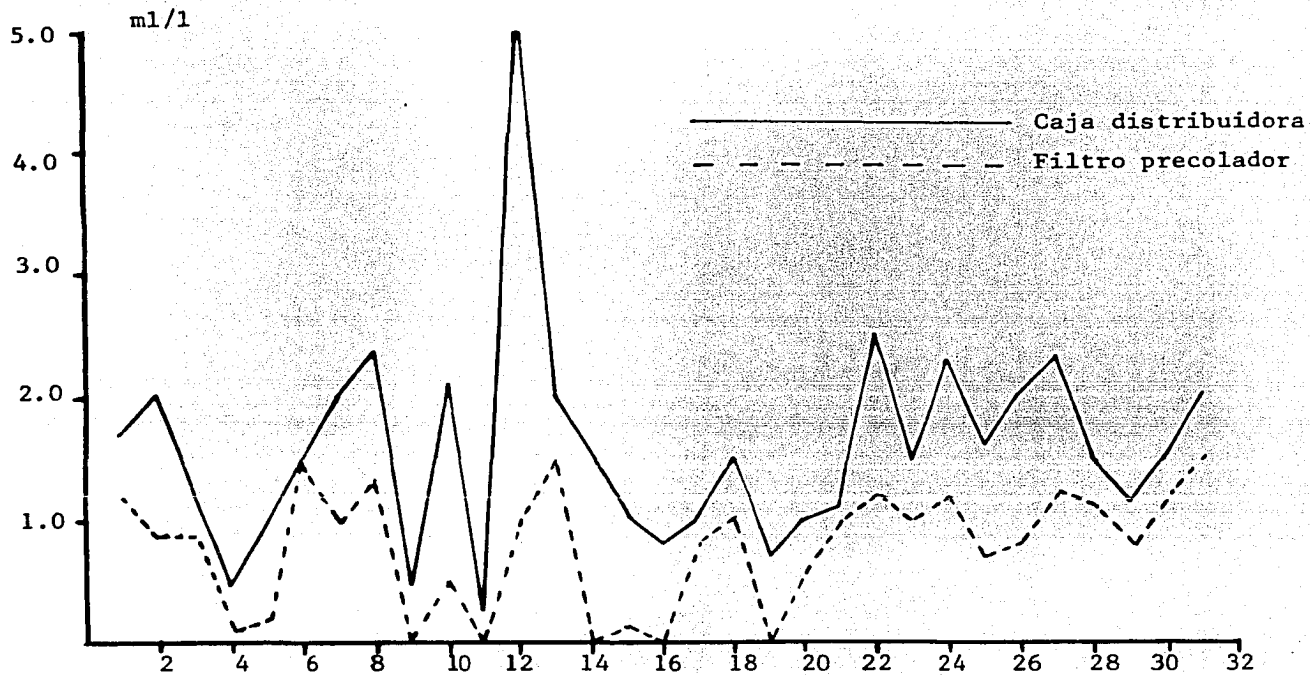


FIGURA 44. Determinación del almacenamiento en el cárcamo de bombeo del efluente.

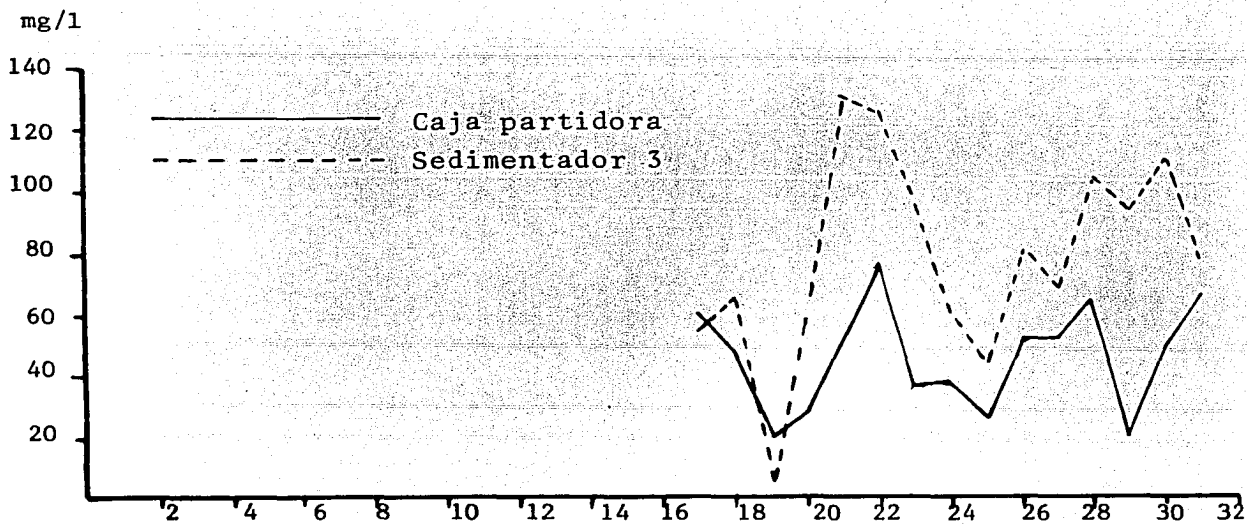
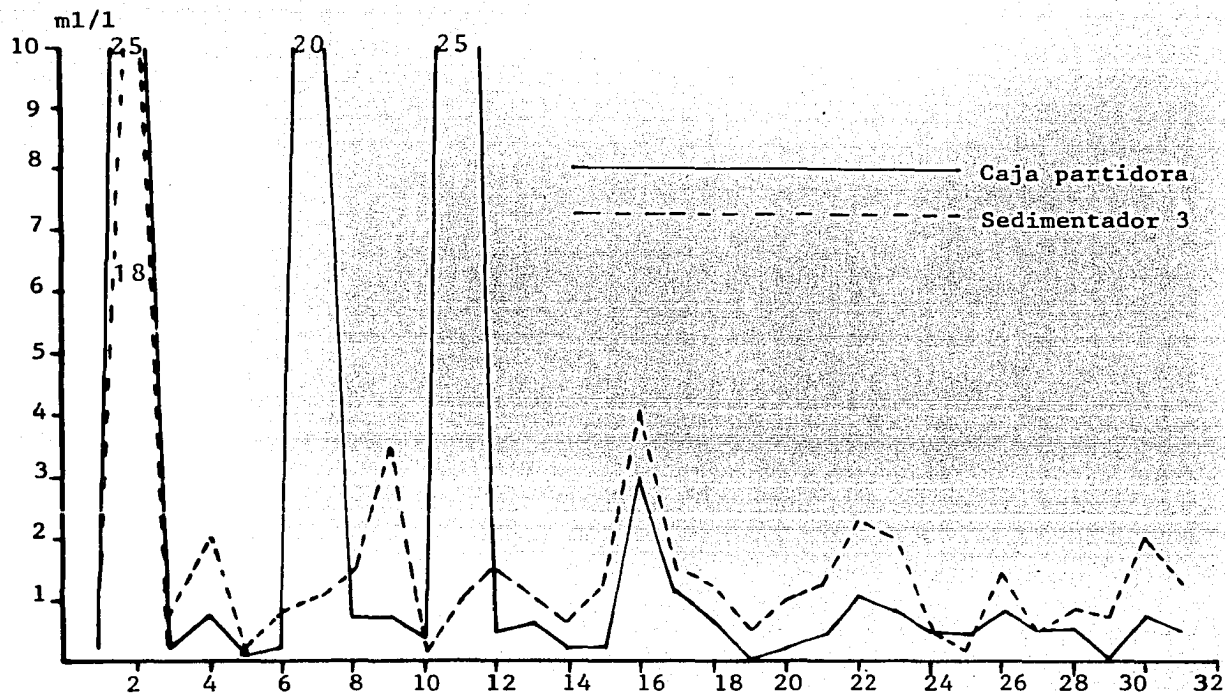


TABLA 38. PORCENTAJE DE SOLIDOS SEDIMENTADOS EN EL CARCAMO DE ALIMENTACION Y EN EL CARCAMO DE BOMBEO DEL EFLUENTE

No.	Cárcamo de alimentación		Cárcamo de bombeo del efluente	
	% ml/l	% mg/l	% ml/l	% mg/l
1	30		-400	
2	55		24	
3	25		-300	
4	80		-150	
5	78		-100	
6	0		-300	
7	50		95	
8	46		-114	
9	100		-400	
10	76		75	
11	100		96	
12	80		-200	
13	25		-66	
14	100		-200	
15	90		-500	
16	100		-33	
17	20	64	-36	8
18	33	23	-100	-35
19	100	36	-	75
20	40	19	-400	-93
21	9	26	-200	-150
22	32	16	-130	-64
23	33	22	-150	-172
24	48	22	0	-58
25	56	27	50	-69
26	60	20	-75	-153
27	48	0	0	-31
28	27	5	-60	-31
29	30	17	-	-270
30	20	19	-186	-80
31	25	16	-140	-18
Promedio	52	22	-125	-80
Desviación estandard	30	14	134.2	79.5

taje y otros en que existe una autolimpieza del cárcamo (rendimiento negativo).

3.2.10.2 Filtro percolador

El filtro percolador está conformado por un tanque de concreto armado de 3.44 m de diámetro y 6.44 m de altura (figura 45). El empaque está constituido por módulos de PVC de 0.60 x 0.60 x 1.20 m, con una superficie específica de $140 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

El empaque ocupa un volumen de 36 m^3 pero cabe aclarar que en el interior del filtro falta un módulo (figura 46) por lo que el volumen real es 35.6 m^3 . En la parte inferior del tanque se encuentran dos ventanas de 0.40 x 0.12 m (figura 45).

El agua residual proveniente del cárcamo de alimentación pasa al biofiltro a través de una tubería de cuatro pulgadas, y asciende por una columna central de concreto. En la parte superior de esta columna se encuentra el sistema rociador, el cual, está formado por un tubo central de 0.4 m de diámetro y 1.07 m de alto, que en la parte inferior tiene unidas cuatro tuberías de 1.20 m de largo y 0.10 m de diámetro (figura 45). En cada tubería existen cuatro boquillas de 0.04 m de diámetro, las cuales se encargan de rociar el agua cruda sobre el empaque.

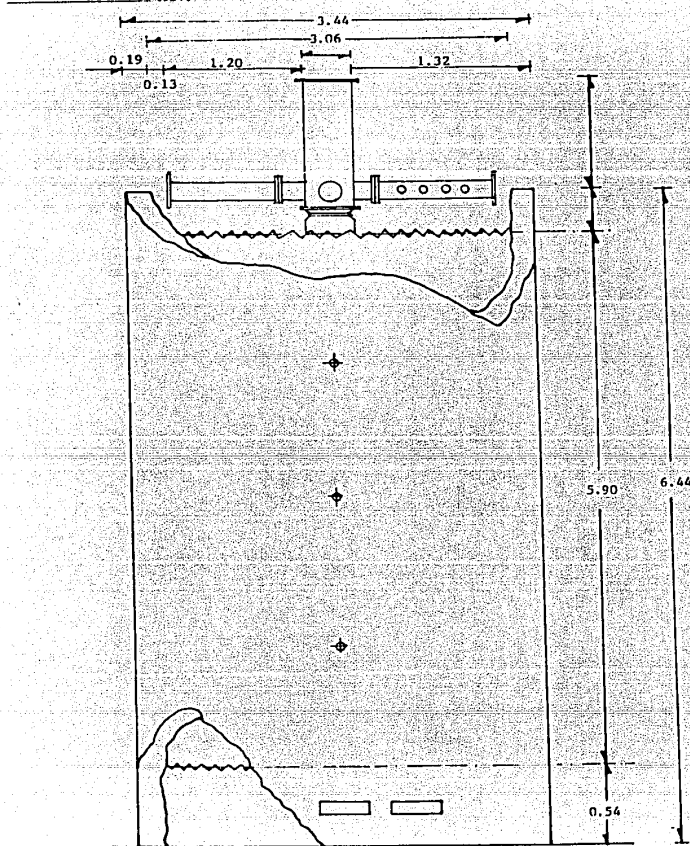


FIGURA 45. Biofiltro de la PTCU.

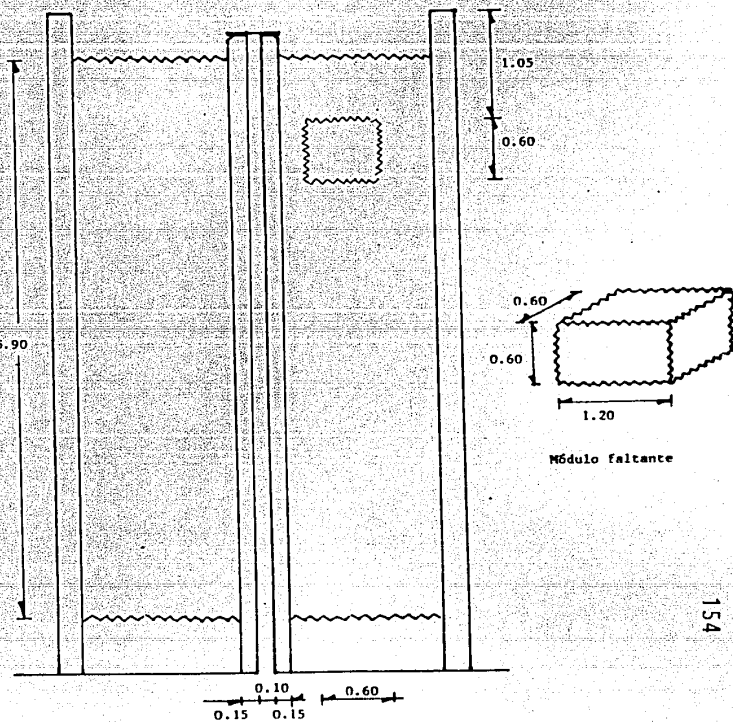


FIGURA 46. Biofiltro. Ubicación del módulo de empaque faltante.

Análisis del funcionamiento del filtro percolador

En la Tabla 39 se presentan los valores mensuales promedio de los parámetros de control del sistema de biofiltro durante 1986. Se aclara que este sistema no operó durante todo el año debido a fallas mecánicas del equipo de bombeo.

Para el gasto de diseño -10 l/s- y DBO promedio anual -67 mg/l-, la carga hidráulica es de $141.64 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ y la carga másica es de $1.61 \text{ kg DBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$, valores que lo clasifican como filtro de tasa super alta.

De acuerdo con los valores de la Tabla 39; durante 1986 el biofiltro operó en promedio con un gasto de 5.4 l/s, una carga másica de $1.2 \text{ kg DQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ y una carga hidráulica de $76.8 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ - $3.2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ - valor superior a $1.6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$, que es el máximo para evitar el lavado de la biopelícula (Reynolds, 1981). De acuerdo con los valores registrados durante 1986 la biotorre operó como un filtro de tasa super alta.

El área de ventilación necesaria para este filtro, de acuerdo con los valores recomendados en la sección 3.2.10, es de 0.22 m^2 . Las ventanas de ventilación tienen un área de 0.1 m^2 , la cual es menor de la mitad de la superficie requerida.

TABLA 39. VALORES MENSUALES PROMEDIO DE LOS PARAMETROS DE CONTROL DEL SISTEMA DE BIOFILTRO

Mes	Q_i l/s	Q_p m ³ /d	SST _p mg/l	DOO _{t_i} mg/l	DBO _{t_i} mg/l	DOO _{S_e} mg/l	DBO _{S_e} mg/l	C.H. m ³ /m ² ·d	C.M. $\frac{\text{kgDOO}}{\text{m}^3 \text{d}}$	C.M. $\frac{\text{kgDBO}}{\text{m}^3 \text{d}}$	DOO _{t_i} mg/l	P.L. $\frac{\text{kgSST}}{\text{kgDOO}}$	P.L. $\frac{\text{kgSST}}{\text{kgDBO}}$
1986													
Junio	5.36	-	-	98	-	42	-	75.91	1.26	-	129	-	-
Julio													
Agosto													
Septiembre													
Octubre	4.59	3.99	2139	85	63	41	16	65.01	0.94	0.69	140	0.39	0.46
Noviembre	5.89	13.81	306	74	61	42	11	83.42	1.05	0.86	163	0.09	0.17
Diciembre	5.86	19.59	200	98	76	48	24	83.00	1.38	1.06	167	0.11	0.15
Promedio	5.43	9.35	882	89	67	43	17	76.83	1.16	0.87	150	0.20	0.26
Desviación estandar	0.61	8.96	1090	11.59	8.14	3.20	6.56	8.60	0.20	0.19	18.25	0.17	0.17

A_{BF} : área del biofiltro = 6.1 m²

C.H.: carga hidráulica = Q_i/A_{BF}

C.M.: carga másica = $DOO \times Q_i/V_{BF}$

P.L.: producción de lodos = $SST_p \cdot Q_p / (DBO_{t_i} - DBO_{S_e}) \cdot Q_i$

V_{BF} : volumen del biofiltro = 36 m³

La producción de lodos promedio fue de 0.26 kg SST/kg DBO removido, que resulta un valor muy bajo comparado con la producción señalada en la literatura -0.65 kg SST/kg DBO removido (Thomazeau, 1981)-.

Durante el periodo de estudio, el filtro percolador no operó al gasto de diseño -10 l/s-. Posteriormente, se llevó a cabo un estudio en el cual se comprobó que este proceso no opera eficientemente con el gasto de diseño (la remoción de DQO total es muy mala, a pesar de que la remoción de DQO soluble es buena, lo que ocasiona que los SST no sedimenten bien).

3.2.10.3 Caja partidora

La caja partidora del sistema filtro percolador está formada por tres compartimientos: uno de 0.70 x 0.60 x 0.80 m que recibe el efluente proveniente del biofiltro; y dos iguales de 0.35 x 0.35 x 0.80 m, de los cuales uno se comunica con el cárcamo de alimentación (recirculación) y el otro con el cárcamo de efluente que alimenta al sedimentador secundario 3 (figura 47).

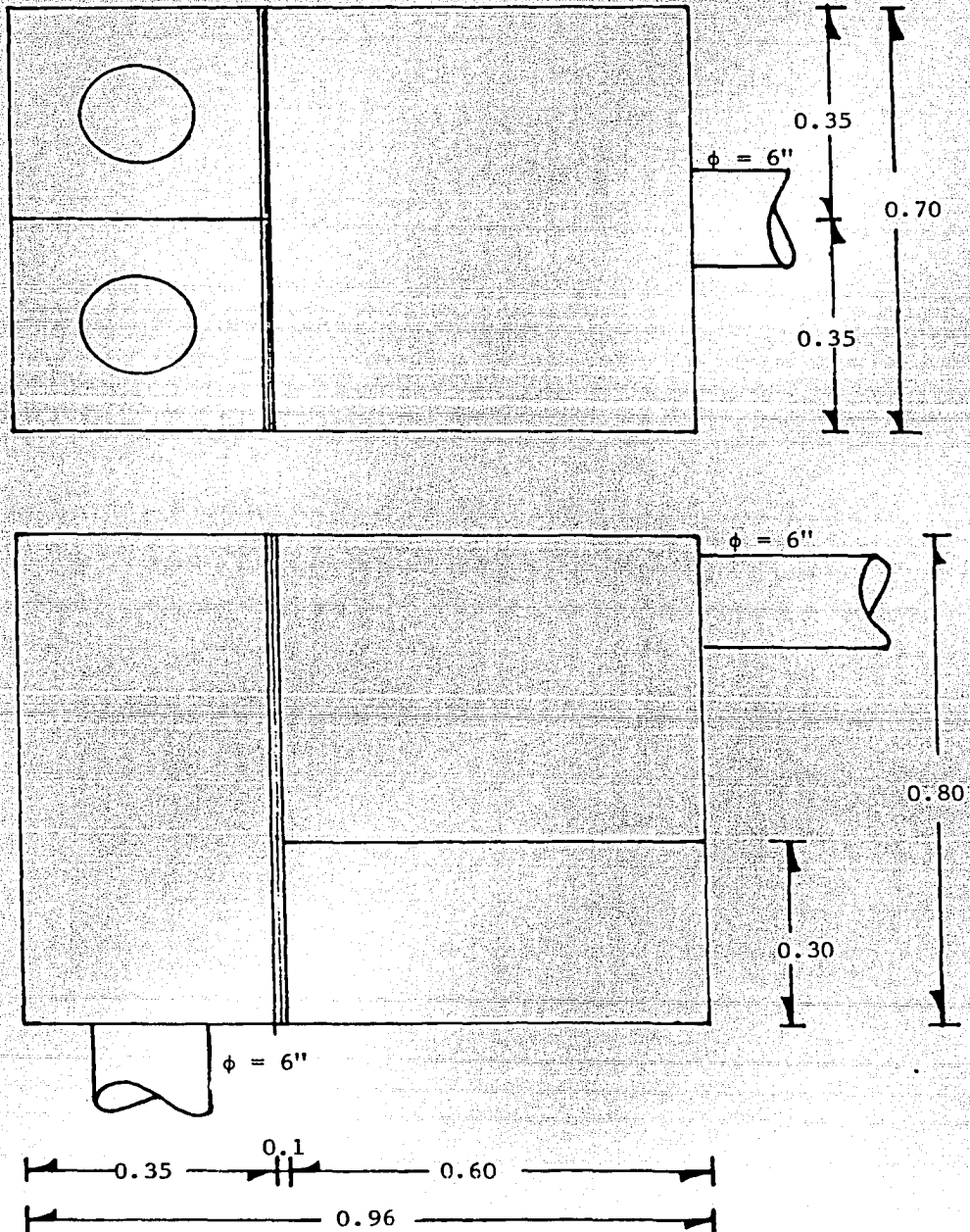


FIGURA 47. Caja partidora (Línea 3).

Actualmente, el gasto se regula de la misma manera que el de la caja partidora de la línea 1 (sección 3.2.8.4) ó por tal motivo, se recomienda una vez más que la separación existente se utilice como vertedor rectangular, esto es, aplicar la ecuación 30 para la cuantificación del gasto.

3.2.10.4 Sedimentador secundario 3

Los sedimentadores subsecuentes al proceso de filtro percolador tienen como función principal producir un efluente bien clarificado.

En la Tabla 40 se presentan las principales características de los sedimentadores secundarios para efluentes provenientes de un filtro percolador.

TABLA 40. CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE LOS SEDIMENTADORES SECUNDARIOS PARA FILTROS PERCOLADORES

PARAMETRO	VALOR	
	Típico	Máximo
Carga hidráulica, $m^3/m^2 \cdot d$	16-24	40-48
Carga másica, $kg/m^2 \cdot h$	3.0-5.0	8.0
Profundidad, m	3-4	-

FUENTE: Metcalf & Eddy, 1979.

El sedimentador secundario 3 tiene las mismas características del sedimentador secundario 2 (sección 3.2.9.2, figura 37).

En la Tabla 41 se presentan los valores de la carga hidráulica, la carga másica y el tiempo de retención del sedimentador 3, durante el período analizado.

El gasto de diseño del sedimentador 3 es de 10 l/s. Para este gasto, la carga hidráulica $-48 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}-$ se encuentra en el límite máximo aceptado (Tabla 40).

Como se observa en la Tabla los valores de la carga hidráulica para el período analizado se encuentran dentro del intervalo recomendado $-16 \text{ a } 24 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}-$.

Por otra parte, los valores de la carga másica $-0.12 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ en promedio- son considerablemente inferiores a los reportados en la literatura $-3 \text{ a } 5 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}-$, los cuales no logran obtenerse inclusive si se opera a 10 l/s $-0.16 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}-$. Esto se debe muy probablemente al bajo contenido de material orgánico del agua. Para estar en este intervalo la concentración de SST debería ser de 1500 a 2500 mg/l.

En este sedimentador no se calculó el área de clarificación teórica ya que no fue posible determinar la velocidad de sedimentación de la biopelícula que se desprende del biofiltro pues se encontraba muy dispersa en el efluente.

TABLA 41. VALORES DE LAS CARGAS HIDRAULICA Y MASICA Y TIEMPO DE RETENCION DEL SEDIMENTADOR 3

No.	Fecha 1986-1987	Q_i l/s	SST_i mg/l	C.H. $m^3/m^2 \cdot d$	C.M. $kg/m^2 \cdot h$	θ h	SST_e mg/l	$\eta_{remoción}$ %
1	4-XI	6.0	70	28.96	0.08	3.8	33	53
2	12-XI	6.4	132	30.89	0.17	3.6	27	80
3	18-XI	6.1	90	29.44	0.11	3.8	30	66
4	21-XI	5.9	38	28.48	0.05	3.9	14	63
5	25-XI	5.8	98	27.99	0.11	4.0	20	80
6	27-XI	6.1	112	29.44	0.14	3.8	38	66
7	28-XI	6.2	120	29.93	0.15	3.7	23	81
8	1-XII	6.2	50	29.93	0.06	3.7	29	42
9	3-II	8.4	55	40.54	0.09	2.7	34	38
10	4-II	7.8	65	37.65	0.10	3.0	27	58
11	6-II	8.9	50	42.96	0.09	2.6	25	50
12	9-II	8.4	54	40.54	0.09	2.7	26	52
13	10-II	8.2	130	39.58	0.21	2.8	29	78
14	12-II	8.1	125	39.10	0.20	2.8	27	78
15	13-II	8.1	98	39.10	0.16	2.8	29	70
16	16-II	7.4	60	35.72	0.09	3.1	23	62
17	18-II	8.9	44	42.96	0.08	2.6	34	23
18	20-II	8.4	81	40.54	0.14	2.7	30	63
19	23-II	8.7	68	41.99	0.12	2.6	33	51
20	24-II	9.6	84	46.33	0.16	2.4	32	62
21	25-II	9.7	74	46.82	0.14	2.4	30	59
22	26-II	9.2	90	44.41	0.17	2.5	26	71
23	27-II	8.8	77	42.48	0.14	2.6	20	74
Promedio		7.8	81	37.21	0.12	3.1	28	62
Desviación estandard		1.3	28.4	6.36	0.04	0.6	5.4	14.8

Incluso, aún después de una hora y media permanecían en suspensión. Lo anterior probablemente sea la razón de que la eficiencia global del sistema biofiltro no sea buena -62% en promedio. Cabe recordar que el efluente del filtro percolador pasa primero a un cárcamo, de donde es bombeado hacia el sedimentador. Es probable que la biopelícula contenida en el efluente se disgregue al pasar por las bombas lo que explicaría el hecho de obtener flóculos dispersos con malas características de sedimentación.

3.2.11 Sistema de filtros de arena

En el tratamiento de aguas residuales, la filtración de los efluentes es un proceso que tiene por objeto remover los sólidos suspendidos.

La filtración consiste en pasar un efluente con sólidos en suspensión a través de un medio filtrante que permita que el líquido pase, pero que las partículas sólidas queden atrapadas en dicho medio.

Los filtros se clasifican de diversas maneras:

- a) de acuerdo con el tipo del medio los filtros se clasifi-

can en:

- a.1) de un solo medio
- a.2) de dos medios
- a.3) de más de dos medios

En la Tabla 42 se presentan las características principales para filtros de uno y dos medios.

b) Según la tasa de filtración:

- b.1) filtros rápidos (4 a $12 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$)
- b.2) filtros lentos (menor de $1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$)

c) De acuerdo con la fuerza que provoca la filtración:

- c.1) filtros de gravedad (abiertos)
- c.2) filtros a presión (cerrados)

El uso progresivo de los filtros obstruye los espacios por donde pasa el fluido, por lo que es necesario lavarlos.

Para el lavado del medio se utiliza agua o agua y aire introducidos en forma ascendente (retrolavado), de tal manera que la velocidad del retrolavado pueda expandir el lecho y propicie el desprendimiento de los sólidos adheridos a los granos. En la Tabla 42 se muestra la velocidad mínima de retrolavado.

TABLA 42. CARACTERISTICAS DE DISEÑO PARA FILTROS RAPIDOS CON UNO O DOS MEDIOS

Tipo de filtro	Tamaño efectivo del medio, mm	Espesor del lecho, m	Tasa de filtración $l/m^2 \cdot \text{min}$	Coefficiente de uniformidad	Velocidad mínima de retrolavado $m^3/m^2 \cdot \text{min}$
Un medio (arena)	0.35 - 0.55	0.60 - 0.75	80 - 400	1.2 - 1.6	1.8 - 2.0
Dos medios (antracita y arena)	0.80 - 2.00	0.30 - 0.60	80 - 400	1.3 - 1.8	0.8 - 1.2
Arena	0.40 - 0.80	0.15 - 0.30	80 - 400	1.2 - 1.6	1.8 - 2.0
Multimedia:					
Antracita en estrato superior	1.30 - 2.00	0.20 - 0.40	80 - 400	1.5 - 1.8	
Antracita en segundo estrato	1.00 - 1.60	0.10 - 0.40	80 - 400	1.5 - 1.8	0.8 - 1.2
Antracita en estrato superior de un filtro de tres medios	1.00 - 2.00	0.20 - 0.50	80 - 400	1.4 - 1.8	

Adaptado de Metcalf & Eddy. 1979

3.2.11.1 Filtración

La filtración del efluente secundario de la PTCU se lleva a cabo en seis filtros de gravedad (figuras 48, 49 y 50). De acuerdo con los planos originales, el medio filtrante estaba constituido por una capa de antracita de 0.50 m de espesor, una de arena de 0.25 m y otra de grava de 0.30 m, pero de acuerdo con las mediciones efectuadas, existe únicamente una capa de arena de 0.60 m de espesor. El lecho filtrante tiene un área de 3.24 m^2 , por lo que se cuenta con una superficie total para la filtración de 19.44 m^2 .

Los filtros operan de la siguiente forma: el efluente procedente de los sedimentadores penetra a la canaleta de recolección del efluente secundario (I) y pasa a la cámara de filtración (II) atraviesa el medio filtrante (III) y llega a la cámara de retrolavado (IV). Al llenarse esta cámara se abre una compuerta que la comunica con una cámara de almacenamiento del efluente filtrado (V) y por vasos comunicantes, éste pasa al cárcamo de aguas tratadas.

Cabe aclarar que el efluente proveniente de los filtros 5 y 6 es enviado directamente a la cámara de almacenamiento.

La tasa de filtración para diferentes gastos de entrada a los

0.20 0.60 0.20 0.60 0.20 1.80 0.20 0.90 0.20 1.20 0.20

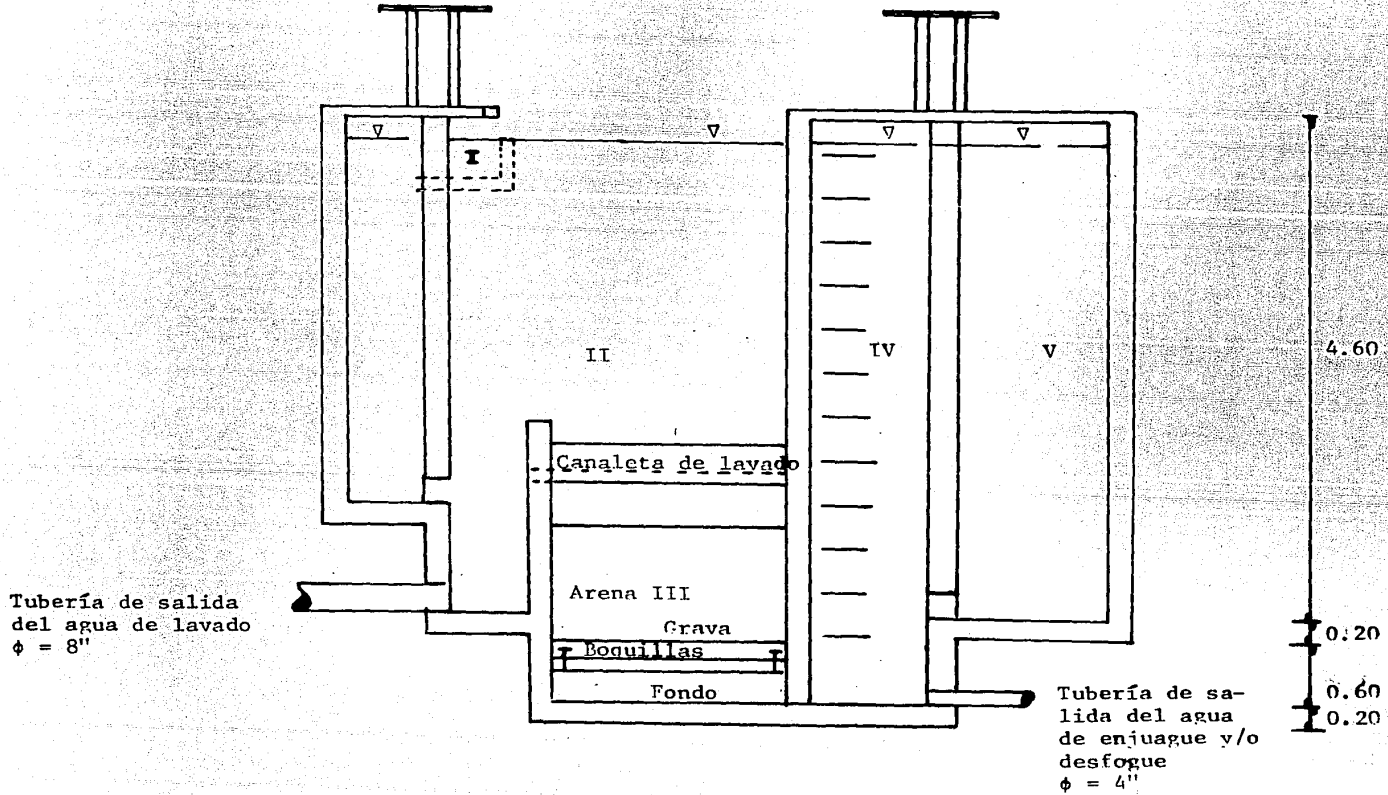


FIGURA 48. Filtros de arena.

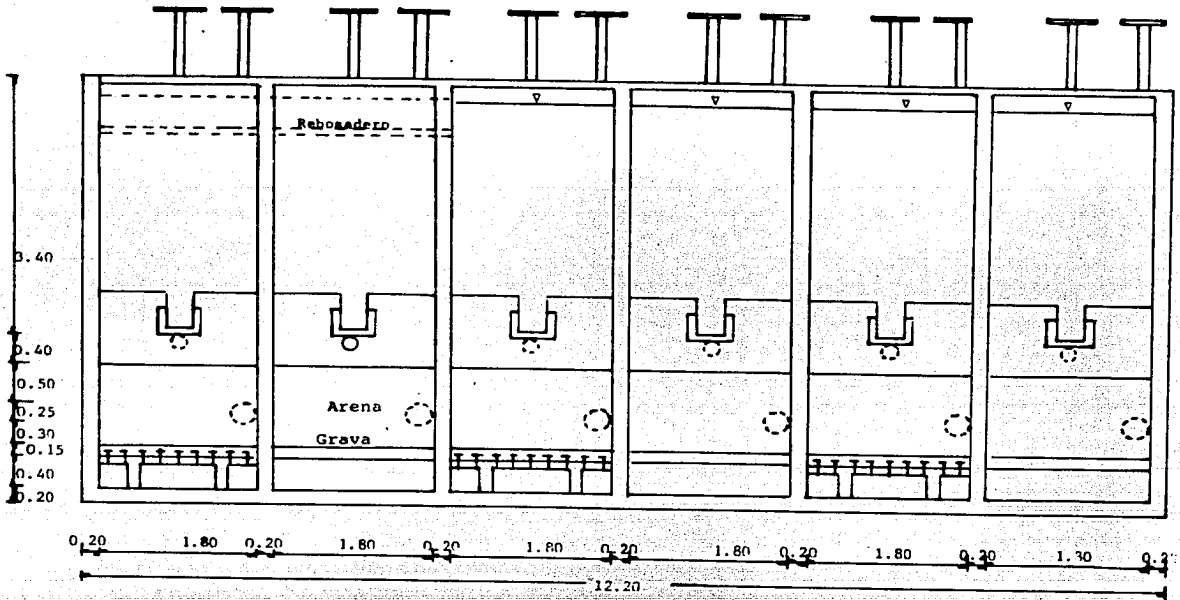


FIGURA 49. Filtros de arena.

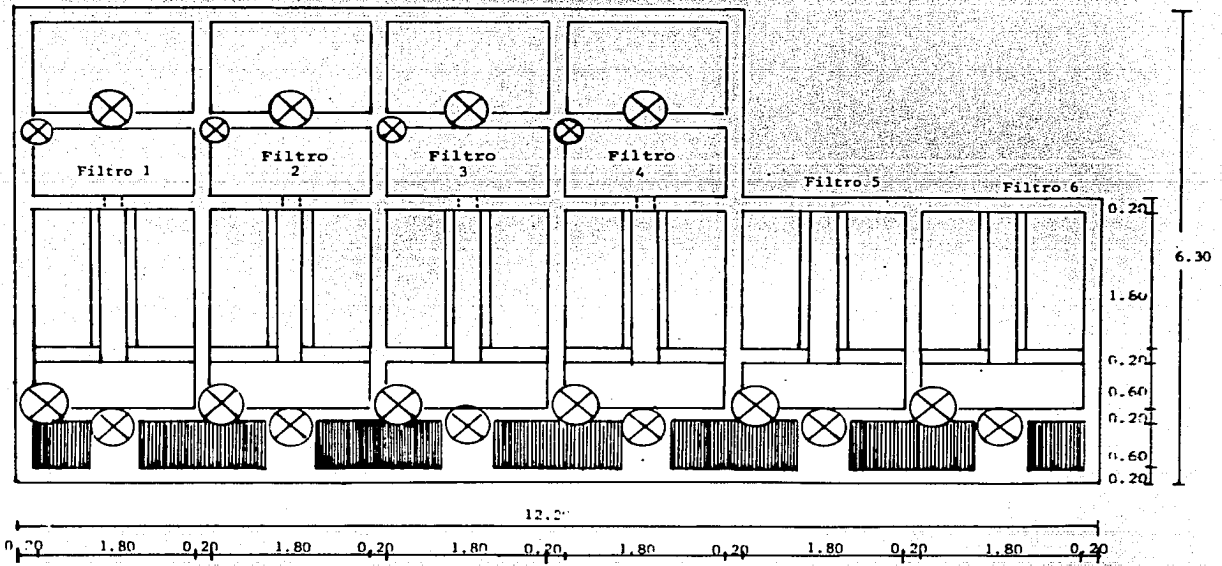


FIGURA 50. Filtros de arena.

filtros se presenta en la Tabla 43.

TABLA 43. TASA DE FILTRACION PARA DIVERSOS GASTOS

Q_i l/s	T.F. $m^3/m^2 \cdot h$
10	1.85
15	2.78
20	3.70
25	4.63
30	5.56
35	6.48
40	7.41
45	8.33
50	9.26
55	10.29
60	11.11

$$T.F.: \text{ tasa de filtración} = \frac{Q_i \times 3.6}{A_F}$$

$$A_F : \text{ área de filtración} = 19.44 \text{ m}^2$$

De acuerdo con la Tabla 43, la tasa de filtración para el gasto de diseño -40 l/s- es de $7.41 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$, lo que clasifica a los filtros entre los sistemas de filtración rápida -intervalo de 4 a $12 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ -.

Durante 1986 el gasto tratado promedio fluctuó de 20 a 25 l/s, por lo que la tasa media de filtración debería de ser de 3.7 a 4.6 m³/m²·h. Si no se considera la pérdida por fugas y la purga de los decantadores.

Para mantener la tasa de filtración constante es necesario que la fuerza que genera el paso del fluido a través del medio aumente progresivamente y venza la resistencia de los sólidos conforme son retenidos. La construcción contigua de las cámaras de filtración y de almacenamiento ocasiona que la fuerza necesaria que provoca el paso del fluido disminuya gradualmente en lugar de aumentar: ya que se pierde la diferencia de niveles (figura 48). Por tal motivo, la velocidad de filtración disminuye con el paso del tiempo.

Por este motivo, es recomendable extraer en forma continua el efluente tratado con objeto de mantener en lo posible la carga hidráulica.

3.2.11.2 Retrolavado

El lavado de filtros se lleva a cabo con el agua contenida en la cámara de retrolavado, aunque en ocasiones se utiliza parte del agua contenida en la cámara de almacenamiento.

Para llevar a cabo el retrolavado es necesario vaciar la cámara

ra de filtrado (figura 48, II). A continuación, se deja entrar rápidamente el agua proveniente de la canaleta de recolección del efluente secundario (I) con el fin de provocar que los sólidos se despeguen de los granos del medio filtrante y se abre la compuerta que comunica a los filtros con el cárcamo de aguas pluviales hasta que se vacía la cámara de retrolavado (IV).

Se calcula que en promedio se gastan de 25 a 30 m³ por filtro de agua en cada retrolavado. La velocidad de retrolavado promedio es de 0.07 m³/m².s -0.42 m³/m².min-, la cual es menor que la velocidad mínima recomendada de retrolavado que se presenta en la Tabla 42 -1.8 a 2.0 m³/m².min para filtro de arena y 0.8 a 1.2 m³/m².min para filtro de dos medios. Lo que conduce a pensar que el lavado es ineficiente. Lo anterior explica la viscosidad observada en los filtros y su mal olor incluso después de lavados. Por otra parte, existen fugas de diversas magnitudes en todo el sistema de compuertas de los filtros. En promedio, estas fueron evaluadas en 950 a 1300 m³/d de agua tratada.

En la sección 3.2.13 se presenta un análisis más detallado de las fugas.

En la Tabla 44 se presenta la eficiencia de remoción de SST.

TABLA 44. EFICIENCIA DE REMOCION DE SST EN LOS FILTROS DURANTE 1986

MES 1986	SST _i mg/ℓ			SST _e mg/ℓ	E, %		
	S ₁	S ₂	S ₃		E ₁	E ₂	E ₃
Enero	13	12	-	4	69	66	-
Febrero	10	10	-	3	70	70	-
Marzo	12	13	-	4	67	69	-
Abril	8	13	-	4	50	69	-
Mayo	12	15	-	9	25	40	-
Junio	-	16	21	5	-	69	76
Julio	-	-	-	-	-	-	-
Agosto	-	-	-	-	-	-	-
Septiembre	-	9	-	5	-	44	-
Octubre	5	10	29	6	0	40	79
Noviembre	6	12	29	4	33	66	86
Diciembre	6	17	28	9	0	47	68
Promedio	9	13	27	5	39	60	77
Desviación estandard	3.2	2.7	4.0	2.1	29.4	13.0	7.5

$$E : \text{eficiencia} = 1 - \frac{SST_e}{SST_i}$$

Aunque la eficiencia promedio es buena -60%- es necesario revisar todo el sistema de filtración de la PTCU. Debido a la complejidad de un estudio de esta naturaleza este trabajo se limitará a las observaciones efectuadas.

3.2.12 Cárcamo de agua tratada y cloración

La cloración del agua tratada tiene como finalidad la destrucción (desinfección) de los agentes patógenos que se encuentran en ella, ya que ninguno de los métodos de tratamiento de aguas negras -primario o secundario- pueden eliminarlos totalmente.

Para lograr una buena desinfección debe agregarse el cloro necesario para satisfacer la demanda de cloro del agua y dejar un excedente llamado cloro residual, el cual, destruye a las bacterias.

El cloro puede utilizarse en forma de gas, de solución acuosa, etc. Se usa generalmente cloro gaseoso para tratar aguas negras, ya que es mucho más económico que el que se obtiene a partir de los hipocloritos. La dosificación de cloro para diferentes tipos de efluentes se presentan en la Tabla 45.

La cloración del efluente debe efectuarse en un lugar donde el cloro se mezcle rápidamente y de manera constante con el agua tratada. Se recomienda un tiempo de contacto mínimo de 15 minutos.

TABLA 45. DOSIFICACION DE CLORO PARA DIFERENTES TIPOS DE EFLUENTES

Tipo de Efluente	Dosificación, mg/l		
	1	2	3
Agua residual	6-25		
Tratamiento primario	20-25	5-20	18-24
Tratamiento secundario			6-12
Tratamiento terciario			4-6
Filtro rociador	15	3-15	
Lodos activados	8	2-8	
Filtros de arena	6		
Filtros de medios múltiples		1-5	

- (1) Departamento de Sanidad de Nueva York, 1983
- (2) Metcalf & Eddy, 1979
- (3) ASCE-1982.

Generalmente, la dosis exacta requerida se determina cuantificando el cloro residual después de 15 minutos de contacto con el agua tratada. Se considera que se logra la desinfección cuando después de este intervalo de tiempo queda una concentración de cloro residual de 0.5 mg/l -ppm- (Metcalf & Eddy, 1979; Departamento de Sanidad de Nueva York, 1983).

La medición del cloro residual constituye medio práctico de control, pero el valor de 0.5 mg/l -que generalmente es eficaz- no es una norma estricta, sino más bien una guía para sa

tisfacer los requerimientos de los efluentes secundarios típicos.

El cárcamo de aguas tratadas y de cloración de la PTCU mide 2.30 m de ancho, 2.30 m de largo y 5.60 m de alto y tiene un volumen de 31.20 m^3 . Cuenta con cuatro bombas: dos de 30 HP y dos de 15 HP (figuras 51 y 52).

En este cárcamo se almacena temporalmente el agua proveniente de los filtros, donde se clora antes de ser bombeada hacia las cisternas de riego de C.U.

La desinfección se lleva a cabo mediante la utilización de una bomba de 1 HP, la cual toma parte del agua filtrada y la lleva a la caseta de cloración, donde se le añade el cloro. Acto seguido, una tubería de PVC de una pulgada de diámetro envía al agua clorada al cárcamo de aguas tratadas para que se mezcle con el resto del agua procedente del sistema de filtros.

El cárcamo de aguas tratadas y de cloración de la PTCU tiene un volumen de agua de 27 m^3 , esto si se considera un bordo libre de 0.50 m.

En la Tabla 46 se presenta el tiempo de retención para diferentes gastos de operación.

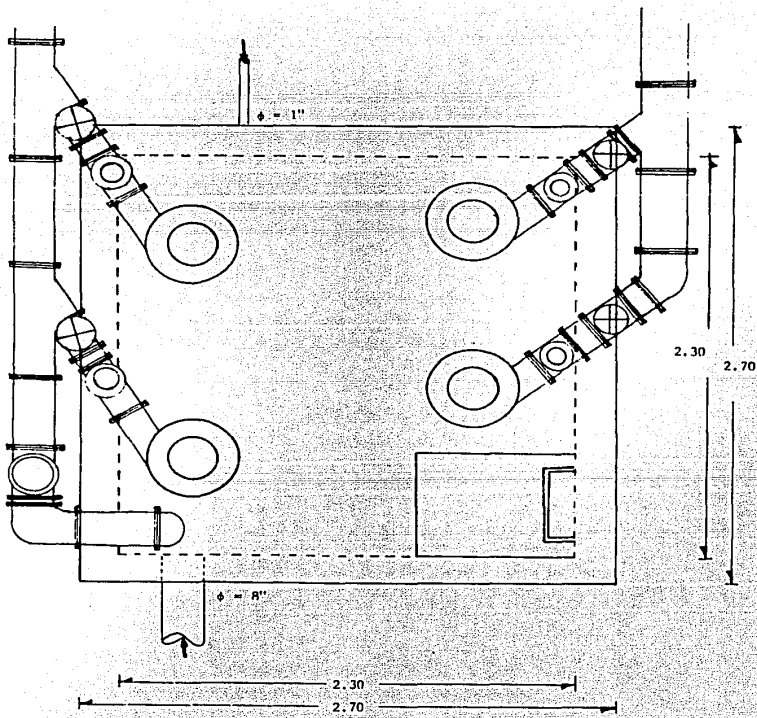


FIGURA 51. Cárcamo de aguas tratadas y de cloración. Planta.

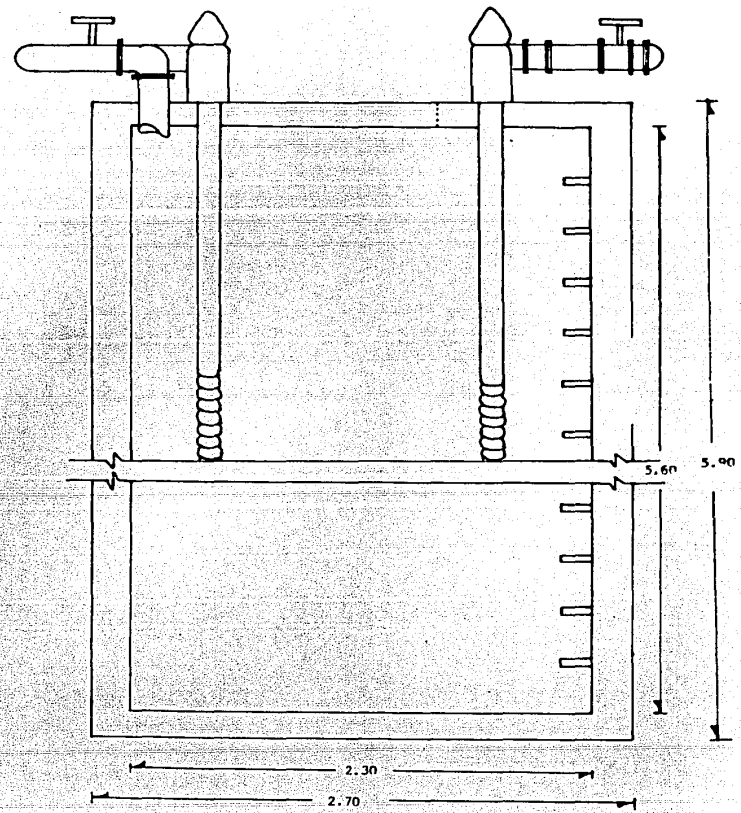


FIGURA 52. Cárcamo de aguas tratadas y de cloración. Corte.

TABLA 46. TIEMPO DE RETENCION DEL AGUA TRATADA EN EL CARCAMO DE AGUAS TRATADAS Y DE CLORACION (TIEMPO DE CONTACTO).

Q_i l/s	Q_i m ³ /min	θ min	Cl_2 mg/l
5	0.3	90.0	18.5
10	0.6	45.0	9.3
15	0.9	30.0	6.2
20	1.2	22.5	4.6
25	1.5	18.0	3.7
30	1.8	15.0	3.1
35	2.1	12.9	2.6
40	2.4	11.3	2.3
45	2.7	10.0	2.1
50	3.0	9.0	1.9
55	3.3	8.2	1.7
60	3.6	7.5	1.5

Como se puede observar en la Tabla 46, el tiempo de retención para el gasto de diseño -40 l/s- es de 11.3 min; el cual es inferior al recomendado para la cloración -15 min-, lo cual limitaría a que el gasto (Q_i) no excediese de 30 l/s.

En caso de que se aumentara el gasto de la planta a 60 l/s, esto implicaría que el tiempo de retención sería de 7.5 min. Una alternativa de solución sería aumentar el volumen del tanque, para que de esta manera aumentara el tiempo de contacto. Esto es:

$$\theta = \frac{V}{Q_i}$$

(31)

donde,

θ : tiempo de contacto, min

V : volumen del cárcamo, m^3

Q_i : gasto influente, m^3/min

Así:

$$V = \theta Q_i \quad (32)$$

$$V = (15 \text{ min}) (3.6 \text{ m}^3/\text{min})$$

$$V = 54 \text{ m}^3$$

Si se respeta la altura del cárcamo y se propone un bordo libre de 0.50 m, esto es, una altura efectiva de 5.10 m, el área que se requiere es de 10.6 m^2 .

Por otra parte también deben considerarse las limitaciones de espacio existente. Una solución factible es la que se presenta en la figura 53, ya que el cárcamo se encuentra muy cerca de una barda de piedra y al lado del edificio de la PTCU (figura 1).

Por otra parte, cabe aclarar que la dosis de cloro $-8 \text{ kg/d}-$ se aplica en forma independiente al gasto del influente. Como se mencionó en la Tabla 45, la dosificación requerida para

efluentes de filtros de arena es de 6 mg/l. De acuerdo con los valores de la Tabla 46, la dosificación aplicada cumple solamente cuando $Q_i = 15 \text{ l/s}$.

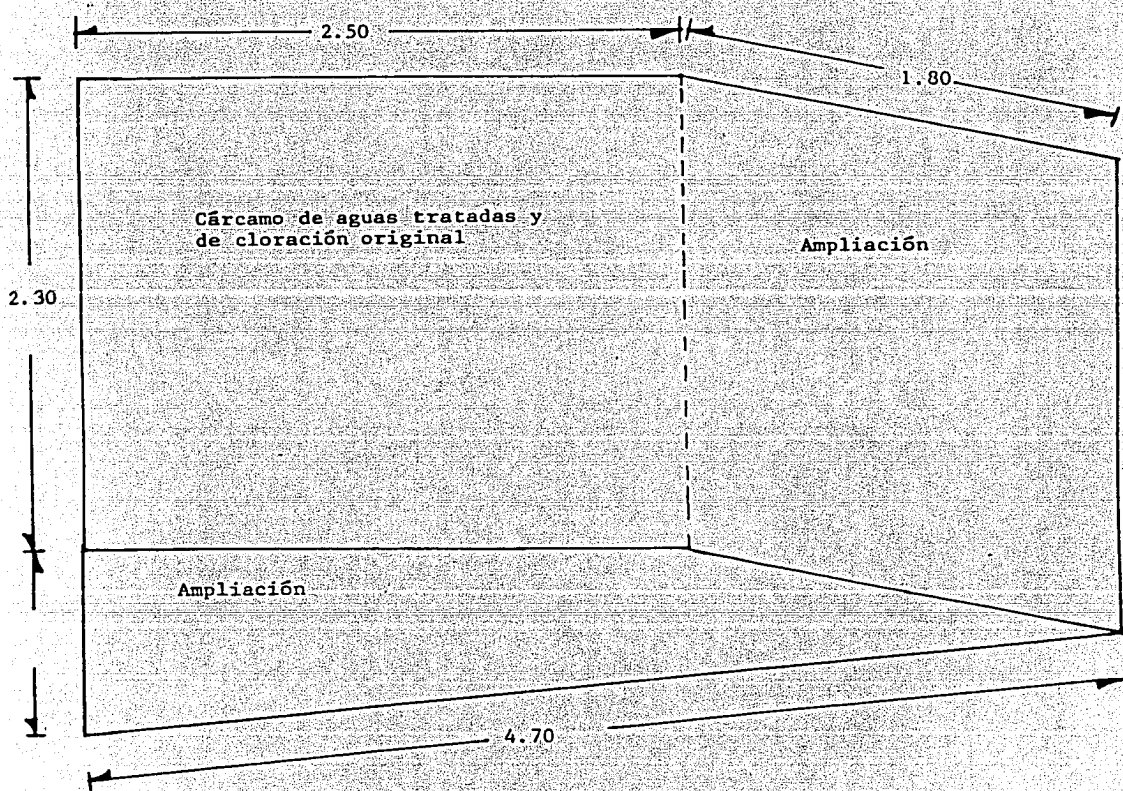


Figura 53. Ampliación propuesta del cárcamo de aguas tratadas y de cloración

Para el gasto de diseño -40 l/s- la dosificación es de 2.3 mg/l, valor sumamente inferior al recomendado en la Tabla 45.

Por tal motivo, se recomienda efectuar un ajuste diario de la dosis de cloro que se deba suministrar.

En la Tabla 48 se presenta la dosificación diaria necesaria para proporcionar al efluente la concentración recomendada para diferentes gastos de operación.

TABLA 47. DOSIS DE CLORO DIARIA NECESARIA PARA OBTENER LA CONCENTRACION RECOMENDADA

Q_i l/s	Cl_2 mg/l	Dosis kg/d
5	6	2.6
10	6	5.2
15	6	7.8
20	6	10.4
25	5	13.0
30	6	15.6
35	6	18.1
40	6	20.7
45	6	23.3
50	6	25.9
55	6	28.5
60	6	31.1

3.2.13 Cárcamo de aguas de lavado y pluviales

A este cárcamo concurren todas las aguas que son desechadas; esto es, las aguas provenientes del retrolavado de los filtros, los lodos secundarios de purga y las aguas pluviales, además de que cuando los filtros de arena no aceptan el gas-tro que mandan los sedimentadores, esta agua es enviada tam-

bién al cárcamo.

El objetivo de el cárcamo de aguas de lavado y pluviales es almacenar temporalmente el agua antes de ser enviada al drenaje municipal.

El cárcamo de aguas de lavado y pluviales tiene un volumen de 103.63 m^3 . En él se localizan cuatro bombas: dos de 5 HP y dos de 15 HP (figuras 54 y 55). Cada bomba cuenta con 2 electroniveles: uno de paro y otro de arranque, que se encuentran a 2.55 m y a 1.00 m del nivel del fondo del cárcamo. Cabe hacer notar que, en ocasiones, el agua proveniente del retrolavado llega con mucha espuma, la cual se adhiere a los electroniveles y ocasiona que las bombas continuen funcionando aún después de haber rebasado el electronivel de paro.

En el cárcamo se efectuaron mediciones para determinar el volumen promedio de agua que se desecha. En la primera fase del estudio esto se efectuó de manera puntual. Así, se determinó que el volumen promedio de aguas desperdiciado durante el retrolavado es de 25 a 30 m^3 por cada filtro. Durante esta etapa se detectó que existían fugas importantes, sobre todo del sistema de filtración terciaria -aproximadamente de 10 a 15 l/s-. Esto se debe principalmente a que las compuertas de la tubería que comunica a los filtros con el cárcamo de lavado y pluviales no cierran totalmente y a la existencia de

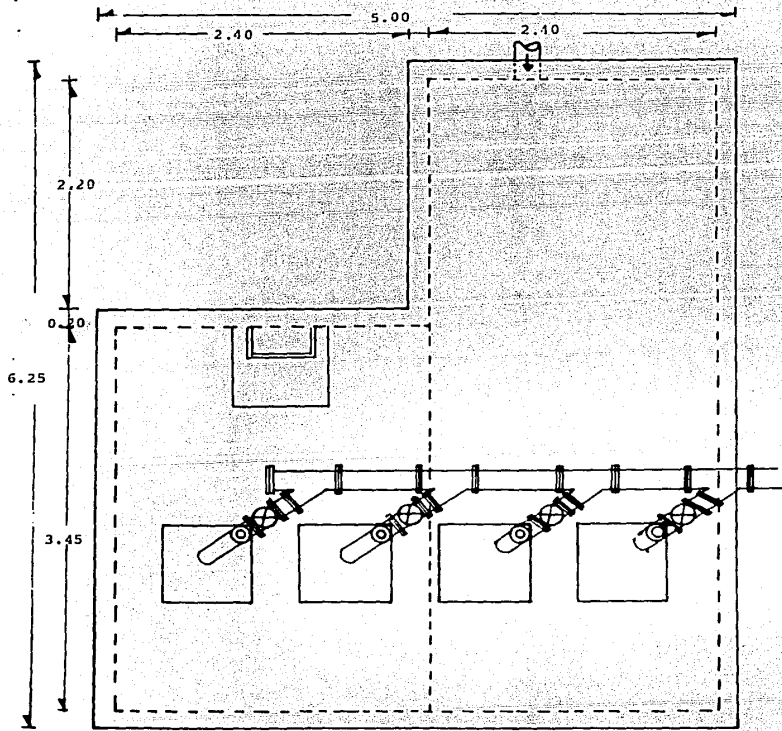


FIGURA 54. Cárcom de aguas pluviales.

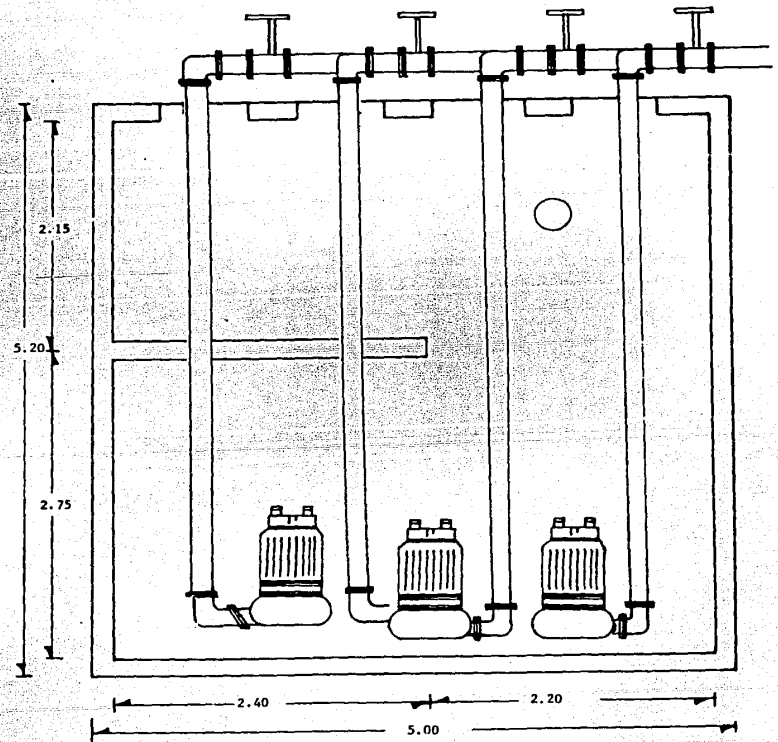


FIGURA 55. Cárcom de aguas pluviales. Corte.

numerosas fisuras en la estructura de los filtros.

En la segunda fase del estudio, se instaló un limnógrafo para poder evaluar la variación del nivel de agua del cárcamo a lo largo del día y tener una evaluación más exacta del volumen de fugas.

En el anexo 6 se presentan algunas de las gráficas obtenidas con este dispositivo. Desafortunadamente, debido a las condiciones de llegada del flujo al cárcamo el flotador del aparato no siempre funcionó correctamente.

Incluso en ocasiones el cable de acero que sujeta el limnógrafo se "desamarraba" y caía.

En esta segunda etapa se llegaron a resultados similares a los de la primera etapa; esto es, se determinó que el gasto de fugas oscilaba de 11 a 16 l/s, lo cual representa un volumen de 950 a 1400 m³ de agua tratada que se desperdicia diariamente.

Vale la pena mencionar que toda el agua que llega aquí es desechada, por lo que un gran volumen de agua tratada se pierde irremisiblemente. Por tal motivo, es aconsejable que, al menos, parte de esta agua sea enviada nuevamente a los sistemas

de tratamiento.

Una alternativa para ello sería que a partir de la tubería de descarga principal se coloque una desviación que recoja parte de esta agua y que corra en forma paralela a la tubería de alimentación proveniente del cárcamo de captación, o bien que se conecte a dicha tubería. El gasto de la nueva tubería puede estar controlado con un sistema de válvulas de paso.

Esta alternativa tiene como ventaja el aprovechar las bombas existentes, por lo que el costo sería mínimo.

4. DESCRIPCION Y EVALUACION DEL EQUIPO ELECTROMECHANICO

4.1 *Equipo de bombeo*

Las aguas negras son más difíciles de bombear que el agua potable debido a la presencia de tierra y arena en ellas, las cuales tienen un efecto abrasivo.

Las bombas más utilizadas para la conducción de este tipo de agua con las centrífugas y las "de tornillo" (rotativas).

Bombas centrífugas

Las bombas centrífugas se clasifican en:

a) De flujo radial. Las bombas de flujo radial tienen im-

pulsos angostos de baja velocidad específica -menores de 4200 rpm-. Las bombas utilizadas para el bombeo de agua cruda generalmente son de una sola entrada, con carcasa en forma de voluta (figura 56) y de eje vertical u horizontal.

- b) De flujo mixto. En las bombas centrífugas de flujo mixto el flujo cambia de axial a radial. La velocidad específica en este tipo de bombas varía de 4000 a 10 000 rpm y se utilizan para gastos y cargas intermedias.

Las bombas de flujo mixto se recomiendan para el bombeo de agua residual y agua de tormentas, especialmente cuando la velocidad específica es de 4000 a 6000 rpm (Metcalf & Eddy, 1981). El diámetro de esfera de estas bombas es menor que el de las radiales, sin embargo, las bombas de flujo mixto con diámetro de esfera de 200 mm pueden pasar fácilmente un sólido de 75 mm de diámetro.

- c) De flujo axial. Se utilizan generalmente para conducir grandes volúmenes de agua residual a poca altura y en bombeo de agua tratada o agua de lluvia. Estas bombas tienen velocidades específicas mayores de 10 000 rpm. No pueden transportar agua cruda debido a que se atascan fácilmente.

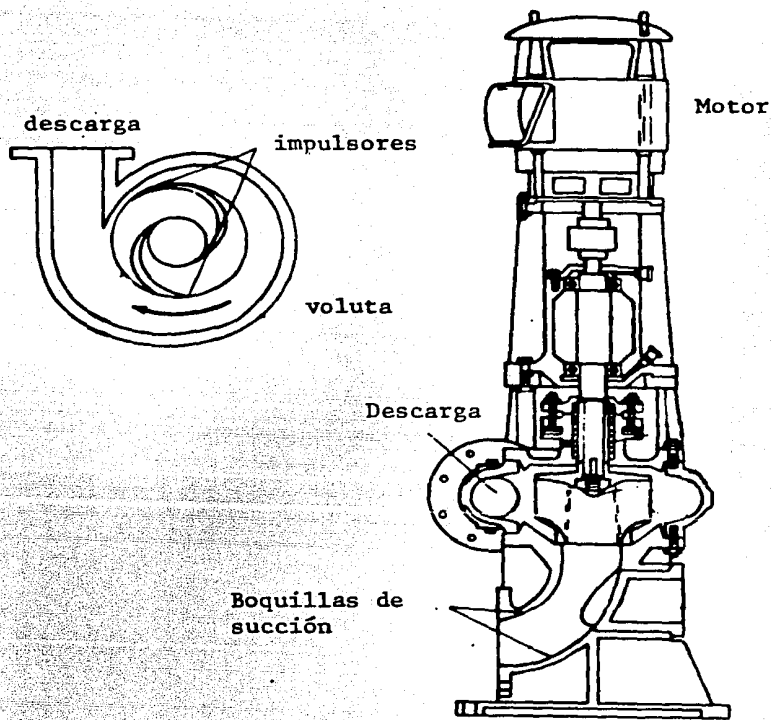


Figura 56. Bomba centrífuga de flujo radial

Bombas de tornillo

Las bombas de tornillo (figura 57) pueden bombear sólidos grandes sin peligro de atascarse. Operan a una velocidad constante para una amplia gama de gastos.

El tamaño de estas bombas varía de 0.3 a 3.0 m de diámetro del tornillo y maneja gastos de 0.01 a 3.2 m³/s (ASCE, 1981). El ángulo de inclinación con respecto a la vertical se ha es

tandarizado de 30° a 38°.

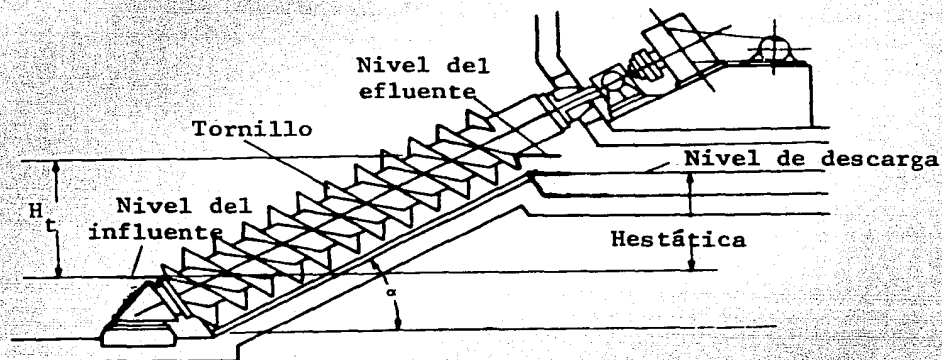


Figura 57. Bomba de tornillo

Debido a sus características, es factible utilizarlas para bombear agua de lluvia, lodos de recirculación, agua residual cruda y agua tratada.

Para la conducción de agua residual, también se utilizan bombas neumáticas, bombas de hélice y bombas de turbina, aunque son de menor aplicación.

4.2 Descripción del equipo de bombeo de la PTCU

4.2.1 Cárcamo de captación

El cárcamo de captación cuenta con tres bombas centrífugas

radiales sumergibles: una de 10 HP y las otras dos de 15 HP. En la Tabla 48 se presentan los datos generales del equipo de bombeo y en las figuras 58 y 59 se presenta el diagrama de operación. El electronivel de arranque de estas bombas se encuentra a 2.20 m del fondo del cárcamo, en tanto que el de paro se encuentra a 1.80 m. Estas bombas proporcionan la carga que se necesita para que el agua del cárcamo de captación sea conducida a través de la tubería de alimentación principal y descargue en el canal Parshall de entrada.

4.2.2 Gusano desarenador

Este dispositivo se considera una bomba de tornillo. Su función es conducir los sedimentos que se acumulan en la tolva de recolección de arenas del desarenador hacia una caja colectora. El tornillo sin fin del gusano desarenador tiene una longitud de 4.50 m y gira a 85 rpm y proporciona un gasto de 1 l/s.

En la sección 3.2.6 se presenta la evaluación de este equipo de bombeo.

4.2.3 Cárcamos de alimentación y del efluente del filtro percolador

El cárcamo de alimentación del biofiltro cuenta con dos bom-

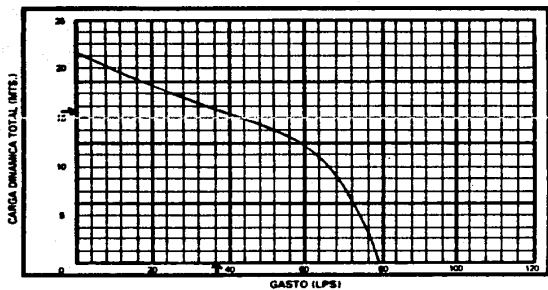


FIGURA 58. Diagrama de operación de la bomba de 15HP.

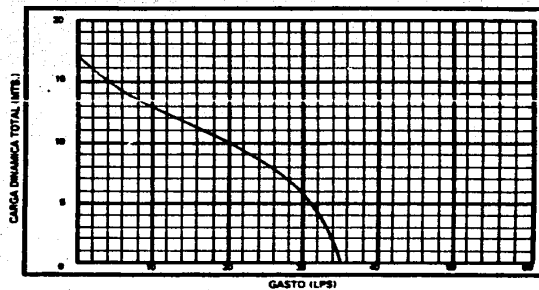


FIGURA 60. Diagrama de operación de la bomba de 5HP.

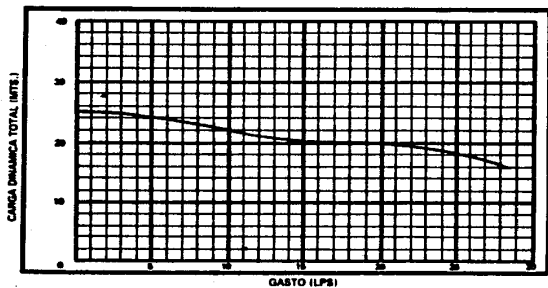


FIGURA 59. Diagrama de operación de la bomba de 10HP.

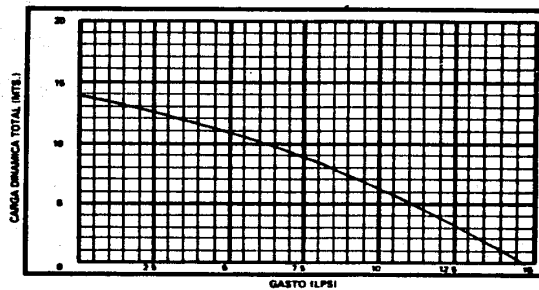


FIGURA 61. Diagrama de operación de la bomba de 2HP.

bas radiales centrífugas de 5 HP cada una, las cuales son utilizadas -en forma alterna- para conducir el agua proveniente del desarenador hacia la parte superior de la torre percoladora.

Por otra parte, las bombas que se utilizan para enviar el efluente de la torre percoladora a la columna central de alimentación del sedimentador secundario son de 2 HP.

Las características generales de las bombas de estos cárcamos se presentan en la Tabla 48 y en las figuras 60 y 61 se muestran las curvas de operación.

4.2.4 Cárcamo de recirculación de lodos

En el cárcamo de recirculación de lodos se encuentran instaladas dos bombas radiales de 5 HP cada una que envían los lodos provenientes del sedimentador secundario hacia la caja partidora del proceso de lodos activados. En la Tabla 48 se presentan las características de estas bombas, y en la figura 60 se presenta el diagrama de operación del equipo.

4.2.5 Cárcamo de aguas tratadas y de cloración

Para llevar a cabo la desinfección, se cuenta con una bomba de 1 HP situada al lado del filtro No. 4, la cual toma parte

TABLA 48. DATOS GENERALES DEL EQUIPO DE BOMBEO DE LA PTCU

PARAMETRO	P O T E N C I A			
	2 HP	5 HP	10 HP	15 HP
Velocidad, rpm	1750	1750	1750	1750
Tensión, V	220/240	220/440	220/440	220/440
Frecuencia, Hz	60	60	60	60
Fases	3	3	3	3
Diámetro nominal de descarga, mm	76	102	102	203
Paso de esfera, mm	50	60	50	90
Instalación	húmeda fija	húmeda fija	húmeda fija	húmeda fija
Peso, kg	70	135	160	350

Termohidráulica, S.A. de C.V.

Impel, 1983.

del agua de la cámara de almacenamiento y la conduce al cuarto de cloración. Desafortunadamente, no se cuenta con los datos generales de esta bomba ni con el diagrama de operación. Por otra parte, este cárcamo cuenta con cuatro bombas de turbina: dos de 15 HP y dos de 30 HP, las cuales bombean el agua tratada a las cisternas de almacenamiento que componen el sistema de irrigación de C.U.

En la Tabla 49 se presentan los datos generales de estas bombas. Desafortunadamente tampoco se cuenta con su diagrama de operación.

El electronivel de arranque en este cárcamo se encuentra a 4.25 m del fondo, mientras que el electronivel de paro se encuentra a 2.75 m.

TABLA 49. DATOS GENERALES DE LAS BOMBAS DEL CARCAMO DE AGUAS TRATADAS Y DE CLORACION

Potencia, HP	15	30
Velocidad, rpm	1761	1758
Tensión, V	220/440	220/440
Frecuencia, Hz	60	60
Fases	3	3

4.2.6 Cárcamo de aguas de lavado y pluviales

En este cárcamo se encuentran instaladas cuatro bombas radiales: dos de 5 HP y dos de 15 HP. La función de dichas bombas es enviar el agua proveniente de purgas, lavados y lluvia hacia el drenaje municipal. Los datos generales de estas bombas se encuentran en la Tabla 48.

El electronivel de arranque de este cárcamo se encuentra a 2.25 m del fondo del cárcamo, mientras que el electronivel de paro se localiza a 1 m.

4.3 Evaluación del equipo de bombeo

Para la evaluación del equipo de bombeo se calcularon las pérdidas de carga en las tuberías de descarga de manera análoga a las pérdidas de carga de la tubería de alimentación -sección 3.2.4-. Por tal motivo el cálculo de las pérdidas de carga se encuentra de manera resumida en las Tablas 50 y 51.

Por otra parte, cabe hacer notar que el paso de esfera para bombas debe ser al menos de 75 mm (Metcalf & Eddy, 1981) y únicamente las bombas de 15 y 2 HP presentan un paso de esfera igual o mayor al anteriormente mencionado. De esta manera, es probable que el problema de disgregación de flóculos en el sistema filtro percolador se deba a que el paso de es-

TABLA 50. CARACTERISTICAS DE LAS TUBERIAS DE DESCARGA DE CADA UNO DE LOS EQUIPOS DE BOMBEO.

Equipo de bombeo	No. de bombas	Potencia HP	Longitud tuberfa m	Diámetro m	ACCESORIOS					H _{descarga} m
					1	2	3	4	5	
Cárcamo de captación	1	10	92	0.1524	4	4		3	4	7.10
	2	15								
Recirculación de lodos	2	5	47.05	0.1524	6			1	1	7.60
Alimentación biofiltro	2	5	15.80	0.1016	4			1	1	10.40
Recirculación biofiltro	2	2	15.35	0.1016	4		1	1	1	7.65
Cárcamo de aguas de lavado y pluviales	2	5	61.25	0.1524	4	5	1	1	1	7.40
	2	15								

- 1 cambios de dirección de 90°
- 2 cambios de dirección de 45°
- 3 cambios de dirección de 30°
- 4 válvula check
- 5 válvula de compuerta

TABLA 51. CALCULO DE LAS PERDIDAS DE CARGA PARA LOS EQUIPOS DE BOMBEO CON DIFERENTES GASTOS

Equipo de bombeo	Q l/s	v	$v^2/2g$	h_f	K_a	h_a	$H_{descarga}$	h_T
Cárcamo de captación	10	0.55	0.015	0.42	8.12	0.12	7.10	7.64
	20	1.10	0.062	1.72		0.50		9.32
	30	1.64	0.137	3.80		1.11		12.01
	40	1.92	0.244	6.70		1.98		15.78
Alimentación de filtro percolador	5	0.62	0.020	0.10	3.05	0.06	10.4	10.56
	10	1.23	0.077	0.37		0.23		11.00
	15	1.85	0.174	0.83		0.53		11.76
	20	2.47	0.311	1.48		0.95		12.83
Efluente de filtro percolador	2.5	0.31	0.004	0.19	3.12	0.01	7.65	7.85
	5	0.62	0.077	0.36		0.24		8.25
	10	1.23	0.174	0.81		0.54		9.00
	15	1.85	0.311	1.44		0.07		10.06
Recirculación de lodos activados	5	0.27	0.004	0.06	3.49	0.01	7.60	7.67
	10	0.55	0.015	0.21		0.05		7.86
	15	0.82	0.034	0.48		0.12		8.20
	20	1.10	0.062	0.88		0.22		8.70
Cárcamo de aguas de lavado y pluviales	5	0.04	8.8×10^{-5}	0.001	3.82	3×10^{-4}	7.40	7.40
	10	0.08	0.0004	0.007		2×10^{-3}		7.41
	15	0.13	0.0008	0.015		3×10^{-3}		7.42
	20	0.17	0.001	0.018		4×10^{-3}		7.43
	25	0.21	0.002	0.037		8×10^{-3}		7.44

fera se encuentra en el límite -76 mm-.

A continuación se presenta a manera de ejemplo la evaluación del equipo de bombeo del cárcamo de captación.

Se considera que se utiliza la bomba de 15 HP la cual opera con el gasto de diseño $-Q = 4 \text{ l/s}-$, por lo que la carga total a vencer es $h_t = 15.78 \text{ m}$.

De acuerdo con la figura 60, para este valor el gasto proporcionado por la bomba es de 36 l/s.

Ahora bien, si se considera que se utiliza la bomba de 10 HP, de acuerdo con la figura 61 el gasto que proporciona la bomba es de 26 l/s.

De manera general, se puede apreciar que la elección del equipo de bombeo si concuerda con las necesidades de la planta de tratamiento.

4.4 Aeradores mecánicos

El tanque de aeración de la PTCU cuenta con dos aeradores superficiales de 10 HP cada uno. En la Tabla 52 se presentan sus datos generales.

TABLA 52. DATOS GENERALES DE LOS AERADORES MECANICOS*

PARAMETRO	VALOR	
Velocidad, rpm	68	
Potencia, HP	10	
Peso, tn	215	
Frecuencia, Hz	60	
Fases	3	
Tensión, V	230/460	
Diámetro de flecha, pulgadas	3	(7.62 cm)
Longitud total, pulgadas	54	(1.37 m)

* Datos del fabricante

En la sección 3.2.8.1 se presenta la evaluación de los aeradores mecánicos.

5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 *Interrelaciones entre cada etapa de tratamiento*

En esta sección se analizará las repercusiones de la operación de las etapas de tratamiento sobre la eficiencia global de la planta.

En primera instancia, cabe recordar que los colectores de la obra de toma tienen diferentes elevaciones entre sí, por lo cual entra preferentemente el agua de Copilco el Alto en lugar de la de C.U. La ausencia de un desarenador o un sedimentador primario antes del cárcamo de captación ocasiona que és te tenga que ser desazolvado con mayor frecuencia y que las

bombas sufran abrasión.

Como se mencionó en la sección 3.2.2, las rejillas se encuentran en muy mal estado y permiten el paso de sólidos grandes a través de ellas, lo cual favorece que las bombas se atasquen y que se encuentre basura de gran tamaño en las etapas posteriores del proceso.

Como se menciona en la sección 3.2.4, la tubería de alimentación de la PTCU tiene pérdidas de carga muy importantes. Para el gasto de diseño de la planta $-Q = 0.04 \text{ m}^3/\text{s}$ - resultaría recomendable la utilización de una tubería de ocho pulgadas, y no de seis.

Por lo que respecta al canal Parshall de entrada, es importante contar con algún medio de medición de gasto en él, ya que al no cumplir con las especificaciones recomendadas en la literatura, el gasto del influente se mide en los tres canales Parshall que regulan el gasto de cada sistema de tratamiento. La labor de los operadores al regular el gasto total del influente es en consecuencia difícil y a menudo les toma de dos a dos horas y media esta operación.

En cuanto al desarenador se requiere supervisar diariamente

la posición de los deflectores que estabilizan la entrada del flujo con el fin de que la sedimentación de los sólidos que transporta el agua sea eficiente. Es necesario recalcar que del buen funcionamiento del desarenador depende que las siguientes etapas del proceso de tratamiento se azolven con menor frecuencia disminuyendo el trabajo de mantenimiento.

Los tres medidores Parshall situados inmediatamente después del desarenador regulan el gasto que se envía a cada uno de los procesos de tratamiento. En este caso, es necesario observar que en caso de aumentarse el gasto de diseño de la PTCU, se deberá tomar en cuenta la altura de las paredes de los canales, ya, que se podría rebasar su altura máxima.

En el tanque de aeración del proceso de tratamiento de lodos activados, la mala nivelación de la plantilla de fondo ocasiona que, el agua no drene completamente y que la operación de desazolve deba ser terminada en forma manual.

El sedimentador secundario 1 proporciona un efluente clarificado pero no espesa adecuadamente, por lo que la tasa de recirculación es muy alta y la concentración de SSV del licor mezclado es muy baja.

Por otra parte, la cuantificación de los gastos de recircula-

ción y de purga es muy imprecisa (sección 3.2.8.4) por lo que el control de los parámetros F/M o θ_c es poco confiable.

El sistema de biodiscos trabaja de manera eficiente en general. Vale la pena mencionar que el tanque de este sistema no cuenta con una salida para efectuar el desazolve total. Asimismo, el sedimentador secundario del sistema de biodiscos no presenta problemas que afecten la calidad del efluente.

En lo que concierne el filtro percolador, en el cárcamo de bombeo del influente existe sedimentación (aproximadamente el 52% de los SST) parte de ellos escapados del desarenador, lo que ocasiona que el cárcamo deba ser desazolvado periódicamente. Por otra parte, en el cárcamo de bombeo del efluente también se presenta este fenómeno, pero se puede decir que las bombas instaladas en él efectúan una autolimpieza del mismo. La carga hidráulica promedio del filtro percolador durante 1986 $-3.2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ - supera al valor máximo recomendado por la literatura $-1.6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ - para evitar el lavado de la biopelícula. Además, es probable que el problema de rompimiento de los flóculos de la biopelícula por las bombas afecte el buen funcionamiento del sedimentador secundario 3. Cabe mencionar que su eficiencia es del orden del 62% de remoción de SST.

El rendimiento deficiente de los sedimentadores 1 y 3 ocasio-

na que los filtros de arena se obstruyan con mayor frecuencia. Si a esto se le añade el lavado anticipado por la falta de carga hidráulica es fácil entender la razón del consumo tan alto de agua tratada que tiene la planta.

Por si esto fuera poco, el retrolavado ineficiente de los filtros ha ocasionado un evidente deterioro de las caracterfsti-cas del medio filtrante.

Por lo que respecta a la desinfección del efluente, la dosifi-cación de cloro que se lleva a cabo en la PTCU es constante, lo que reporta un déficit de cloro para gastos mayores de 15 l/s y no garantiza la destrucción de los agentes patógenos. Para el gasto de diseño, mismo que nunca se ha alcanzado en esta etapa de tratamiento, el tiempo de contacto en el cárcamo de cloración es de sólo 11 minutos, siendo que el tiempo mínimo recomendable es de 15 min.

El balance hidráulico efectuado en el cárcamo de aguas de lavado y pluviales revela la excesiva pérdida de agua tratada (por purga y lavados por deficiente operación, por fugas por deficiente mantenimiento y por el deficiente diseño del sistema de filtración).

5.2 Eficiencias de cada sistema biológico de tratamiento

En la Tabla 53 se presenta en forma resumida la eficiencia promedio de cada uno de los sistemas biológicos de tratamiento.

TABLA 53. EFICIENCIA DE CADA SISTEMA BIOLÓGICO DE TRATAMIENTO

Sistema de Tratamiento	η_1 %	η_2 %	η_3 %	P.L. (1)	P.L. (2)
Lodos activados	83	94	97	0.27	0.55
Biodisco	63	88	84	-	1.1
Filtro percolador	52	75	62	0.20	0.26

η_1 : eficiencia de remoción de DQO, %

η_2 : eficiencia de remoción de DBO, %

η_3 : eficiencia de remoción de SST, %

P.L. (1) : producción de lodos, mg SST/mgDQO removido

P.L. (2) : producción de lodos, mg SST/mgDBO removido

Como se puede observar en la Tabla 53, el sistema de tratamiento más eficiente es el de lodos activados.

Por otra parte, durante el período de estudio del filtro percolador, a pesar de que operó al 40% de su gasto de diseño,

la eficiencia de este sistema es muy baja.

5.3 Conclusiones finales

La operación y la eficiencia de la PTCU está muy por abajo de los niveles recomendables para que sea rentable. Por lo tanto, es necesario atender en forma prioritaria el sistema de filtración y el sistema filtro percolador ya que son los principales causantes del bajo rendimiento de la planta.

Por otra parte, es necesario dar algún tipo de tratamiento a los lodos de purga, con el fin de no acrecentar el problema de contaminación de aguas residuales del D.F.

A continuación, se presentan una serie de recomendaciones en orden de prioridad con el fin de tratar de satisfacer la demanda de agua de riego sin el detrimento de la calidad del efluente, facilitando además la operación de la planta.

A) Para aumentar la producción de agua:

- A.1 Evitar que la cámara de filtración y la cámara de retrolavado funcionen como vasos comunicantes.
- A.2 Sellar las fugas del sistema de filtración.
- A.3 Instalar en los seis filtros sistema de retrolavado agua-aire con el fin de evitar el desperdicio de agua.

A.4 Agrandar el cárcamo de aguas tratadas y de cloración.

B) Para mejorar la calidad del efluente final:

B.1 Realizar un estudio más profundo del sistema filtro percolador.

B.2 Es muy importante contar con un sistema de rejillas en buenas condiciones. Por tal motivo, se debe construir uno que satisfaga las condiciones de los canales colectores.

B.3 Evaluar la posibilidad de instalar un módulo de alta tasa en el sedimentador secundario 1 para garantizar su buen funcionamiento al gasto de diseño.

B.4 Inspeccionar y garantizar el buen funcionamiento del sistema de extracción de arenas (gusano desarenador) con el fin de evitar azolves en las etapas subsecuentes de los procesos de tratamiento.

B.5 Vigilar diariamente que la dosificación de cloro sea la adecuada conforme con el volumen real de agua tratada.

C) Para facilitar la operación:

C.1 Construir un chaflán en el cárcamo de captación con el fin de evitar zonas de acumulación de azolves en las aristas.

C.2 Instalar un sistema de medición del gasto inmediatamente después de la descarga de la tubería de alimentación para facilitar la tarea de regulación del gasto de entrada a la planta.

- C.3 Elevar el bordo libre del tanque de aeración.
 - C.4 Proporcionar una pendiente suficiente al tanque de aeración para evitar que el desazolve del mismo tenga que ser finalizado de manera manual.
 - C.5 Construir una salida hacia el desagüe al biodisco para desazolvarlo.
- D) Otros:
- D.1 Cambiar la tubería de alimentación por una de diámetro mayor (8 pulgadas) con el fin de abatir las pérdidas de carga por fricción.

6. BIBLIOGRAFIA

American Society of Civil Engineering (1982). "Design and construction of sanitary and storm sewers". Lancaster Press, Inc. New York, E.U.A.

Bitácora de operación de la planta de tratamiento de C.U.; enero 1986-abril 1987.

Departamento de Sanidad del estado de Nueva York. Manual de tratamiento de aguas negras, (1983). Ed. Limusa. México.

Informe de actividades de la planta de tratamiento de C.U. 1er. trimestre, 1986.

Informe de actividades de la planta de tratamiento de C.U. 2o. trimestre, 1986.

Jiménez Cisneros B. (1984). "La operación de la planta de tratamiento de aguas residuales de C.U.". Informe del proyecto 6308. Instituto de Ingeniería, UNAM. México.

Metcalf & Eddy (1972). "Wastewater engineering: collection, treatment, disposal". Ed. Mc Graw-Hill. New York, E.U.A.

Metcalf & Eddy (1979). "Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse". Ed. Mc Graw-Hill. New York, E.U.A.

Metcalf & Eddy (1981). "Wastewater engineering: collection and pumping of wastewater". Ed. Mc Graw-Hill. New York, E.U.A.

Ramalho, R.S. (1979). "Introduction to wastewater treatment processes". Academic Press. Estados Unidos.

Reynolds T. (1982). "Unit operations and processes in environmental engineering". Ed. Wadsworth Inc. Estados Unidos.

Sotelo, G. (1984). "Hidráulica General". Ed. Limusa. México.

Thomazeau, R. (1981). "Stations d'épuration. Eaux potables-eaux usées". Ed. Technique & Documentation. Francia.

Ven Te Chow (1982). Hidráulica de los Canales Abiertos. Editorial Diana, México.

A N E X O S

ANEXO I.1. REVISION DE LOS PLANOS DE DISEÑO DE LA PLANTA

ANEXO 1. REVISION DE LOS PLANOS DE DISEÑO DE LA PLANTA

En el Instituto de Ingeniería se cuenta con un total de 40 planos de la PTCU. Estos planos se clasifican en: constructivos, eléctricos, de armado, etc. En esta revisión sólo se tomaron los planos constructivos y se encontró que del conjunto de planos, sólo dos de ellos están actualizados por Rivo, S.A. (1982) y corresponden a lo construido.

A continuación se efectuará una breve descripción de las discordancias encontradas entre los planos y el estado real de la planta. En general, los nombres de los planos originales fueron respetados, pero la numeración fue acondicionada para facilitar el trabajo de la revisión y hacerlo de una manera más lógica.

Plano 1. Líneas de flujo

Este es uno de los dos planos actualizados. Muestra el diagrama de flujo correspondiente al paso del agua a través de los tres sistemas de tratamiento, desde su colección, hasta su bombeo final hacia las cisternas de riego de C.U. (figura 2).

Plano 2. Cárcamo de captación de aguas negras

Las medidas del cárcamo de aguas negras reales son: 3.51 m de ancho, 4.99 m de largo y 4.00 m de profundidad. La localización de las rejillas y compuertas en el plano no concuerda con la localización real, además de que no incluye la descarga proveniente de la colonia Copilco el Alto (figuras 3, 4, 10 y 11).

El cárcamo cuenta con bombas de 15 HP cada una, las cuales envían el agua por una tubería de 6 pulgadas de diámetro, que se conecta a la tubería principal y que conduce el influente al desarenador.

En esta tubería existe una válvula de compuerta, que no aparece en el plano, y que funciona como válvula de retorno.

Plano 3. Rejillas y compuertas

Se encuentran sumamente dañadas y no es posible fijar una separación determinada de las soleras que la conforman.

Según una información oral, las rejillas se encontraban en ese estado desde su colocación.

El colador no concuerda con el propuesto en planos y además las rejillas no están reforzadas. Por lo que respecta a las compuertas ni su ubicación ni sus medidas están acordes con los planos. Las rejillas de los colectores de Institutos y Copilco el Alto tienen un ángulo con respecto a la vertical de 30° en tanto que la rejilla del colector de Humanidades es de 18° .

Plano 4. Medidor Parshall de entrada

No se respetó el diseño propuesto de este medidor. El canal de entrada, la plantilla, la garganta y la salida no concuerdan con el plano, aparte de que la proporción de las medidas reales no corresponden a las recomendadas por la literatura (figura 15). Este medidor se utiliza únicamente como canal de paso.

Plano 5. Desarenador

Este plano considera desde la estructura donde se encuentran los deflectores hasta el sistema de medición de gastos de cada proceso de tratamiento.

En los planos originales hay un sistema de tuberías de alimentación pero en la realidad se substituyó por canales Parshall de tres pulgadas de garganta (figuras 19 y 21).

La colocación del tornillo se encuentra al lado opuesto en que lo muestra el plano.

Plano 6. Tanque de aeración

El largo real del tanque es de 17.30 m. La plantilla del tanque no tiene la pendiente necesaria para permitir el desfogue, lo que explica la acumulación de azolves en ciertas áreas del fondo. Existe un chaflán alrededor del fondo del tanque para evitar zonas muertas en las anstas (figuras 23,24 y 25).

Plano 7. Cárcamo de recirculación de lodos

En general, este plano concuerda con los planos correspondientes. Sus medidas a paños interiores son 2.05 m x 2.05 m x 6.30 m. Se utiliza como receptor de los lodos provenientes

del sedimentador 1, que en parte son desechadas (purga) y la otra parte se recircula al tanque de aeración. En las figuras 28 y 29 se presenta un croquis de este cárcamo.

Plano 8. Sedimentador secundario 1

El diámetro total (paños exteriores) del sedimentador 1 es de 7.75 m. Tiene una profundidad de 4.56 m al centro y 4.40 m en los extremos, lo cual proporciona una pendiente del fondo de 5.4% (figura 27). Cuenta con un deflector central de 0.90 m de longitud ubicado alrededor del pozo de lodos y a una separación de 0.30 m. La caja de natas es más pequeña que la proyectada (0.74 x 0.36 m) así como el desnatador.

El tubo de salida de las natas es de 4 pulgadas.

Plano 9. Biodisco

Las medidas de los planos y del biodisco, ya construido son muy similares y las diferencias son de escasos centímetros. Tiene un diámetro de 3.60 m (figuras 34, 35 y 36). El tubo de alimentación que conecta al biodisco con el sedimentador secundario 2 se encuentra a 1.55 m de la parte superior del tanque. Dicho tubo es de 8 pulgadas.

Plano 10. Biofiltro

El biofiltro es un tanque de 3.06 m de diámetro y 6.44 m de altura (figuras 45 y 46). En su parte inferior tiene dos ventanas, para la aeración, de 0.12 x 0.40 m, las cuales fueron construidas en 1983 (información verbal).

El empaque del biofiltro está uniformemente distribuido en toda la altura del tanque, salvo un módulo placa de 0.60 x 0.60 x 1.20 m que no existe.

Plano 11. Cárcamo de lodos. (Línea 3-Biofiltro)

El plano concuerda con la excepción de que la caja partidora tiene una profundidad de 0.80 m. El cárcamo de recirculación de lodos está formado por dos compartimientos iguales de 1.70 x 2.00 x 3.90 m, separados por un muro de 0.20 m, de espesor (figuras 41 y 42).

Dado su uso, sería más conveniente llamar a este plano cárcamo de bombeo del filtro percolador en lugar de cárcamo de lodos.

Plano 12. Sedimentador secundario (Líneas 2 y 3)

Estos sedimentadores son iguales (figura 37). Tienen un diá-

metro total de 5.85 m, su profundidad al centro es de 4.56 m y en los extremos de 4.40 m, lo que proporciona una pendiente del fondo del 7.967. Por lo demás, presentan las mismas características que el sedimentador secundario 1.

Plano 13. Filtros de arena

Este plano fué actualizado en 1982, y concuerda con el estado actual de los filtros con excepción de que la capa de antracita ya no existe. En las figuras 48, 49 y 50 se presenta el esquema de los filtros de arena.

Plano 14. Cárcamo de lavado y de aguas pluviales

No se localizaron los planos de este cárcamo por lo que fué medido para elaborar un plano actualizado (figuras 54 y 55).

Este cárcamo es utilizado para captar el agua proveniente de purgas y retrolavado de filtros para después enviarlas al drenaje municipal.

Plano 15. Cárcamo de aguas tratadas y de cloración

Como en el caso anterior, tampoco se cuenta con los planos originales de este cárcamo. Sus especificaciones generales están contenidas en las figuras 51 y 52.

En este cárcamo son captadas las aguas provenientes de los filtros de arena, donde son cloradas y acto seguido se bombean a las diferentes cisternas de almacenamiento para su uso posterior (riego de áreas verdes de C.U.).

ANEXO 2

ESTUDIO DE CUANTIFICACION DE ARENAS

No.	Fecha 1986	Tiempo min	Volumen ml/l	STT mg/l	SPT mg/l	SVT mg/l	% SVT STT	Volumen total de arenas, m ³	Q ₁ promedio	(2) m ³ /turno	1 arena (1)	g arena (1(1))
1	6-XI	0	45	808	468	339	36.2	0.0086	20.32	877.83	0.0098	2.78
		30	3	629	430	199						
		60	1	594	396	197						
2	7-XI	0	20	785	458	327	36.5	0.0084	19.81	855.79	0.0098	2.76
		30	2	605	402	202						
		60	1	580	390	190						
3	10-XI	0	24	793	450	343	43.1	0.0089	21.24	917.57	0.0097	3.11
		30	3	614	277	337						
		60	2	587	408	179						
4	11-XI	0	21	752	413	338	41.5	0.0083	21.01	907.63	0.0091	2.64
		30	4	598	355	262						
		60	1	537	354	183						
5	12-XI	0	22	650	330	320	44.5	0.0091	20.78	892.70	0.0101	2.29
		30	5	578	320	258						
		60	3	485	300	185						
6	13-XI	0	22	694	341	353	46.5	0.0087	20.49	885.17	0.0098	2.41
		30	3	584	315	279						
		60	2	499	304	195						
7	14-XI	0	20	687	339	348	45.5	0.0089	20.42	882.15	0.0100	2.40
		30	3	583	322	261						
		60	1	490	299	191						
8	17-XI	0	21	916	442	574	51.8	0.0094	22.62	977.02	0.0096	2.82
		30	4	793	415	378						
		60	1	585	349	236						
9	18-XI	0	24	897	424	473	48.8	0.0092	22.35	965.02	0.0095	2.80
		30	5	785	402	383						
		60	2	572	337	245						
10	19-XI	0	20	905	438	467	47.6	0.0095	22.69	980.21	0.0097	2.82
		30	3	810	418	392						
		60	2	593	353	240						
11	21-XI	0	75	1763	663	1100	52.9	0.0147	22.98	990.23	0.0148	3.60
		30	18	710	405	305						
		60	1	493	330	163						
12	24-XI	0	21	1385	560	825	51.6	0.0125	24.83	1072.66	0.0116	3.14
		30	6	782	438	344						
		60	2	643	363	280						
13	25-XI	0	52	2103	798	1305	53.6	0.0149	23.99	1036.37	0.0144	4.22
		30	11	845	478	367						
		60	4	693	413	280						
14	26-XI	0	24	1190	498	692	46.1	0.0139	25.45	1099.44	0.0126	2.74
		30	4	703	450	253						
		60	2	615	403	212						
15	27-XI	0	25	1398	578	820	48.8	0.0135	28.57	1234.22	0.0109	2.74
		30	3	723	433	290						
		60	2	695	430	265						
Promedio							46.3	0.0106	22.50		0.0108	2.88
Desviación estándar							53.7	0.0025	2.40		0.0018	0.49

(1) m³ de agua tratada

(2) turno = 12 horas

ANEXO I.3

FUNDAMENTOS TEORICOS DE LA SEDIMENTACION

ANEXO 3. FUNDAMENTOS TEORICOS DE LA SEDIMENTACION

SEDIMENTACION

Definición:

La sedimentación es la separación de partículas suspendidas con mayor densidad que el líquido que las contiene. Es una de las operaciones unitarias más frecuentemente empleadas en el tratamiento de aguas residuales; es usada para la remoción de arenas (desarenación), la remoción de los sólidos sedimentables (sedimentación primaria) y la eliminación de los flóculos biológicos (sedimentación secundaria).

De acuerdo con la teoría de Kynch (Metcalf & Eddy, 1979) se distinguen cuatro tipos de sedimentación:

- 1) discreta
- 2) floculada
- 3) Zonal y
- 4) por compresión

Dentro de un proceso de sedimentación es posible que ocurran las cuatro formas de sedimentación.

1. Sedimentación discreta

Es la sedimentación de partículas en una suspensión con baja concentración de sólidos, en la cual las partículas sedimentan como entes individuales, por lo que la interacción existente entre las partículas es insignificante. La sedimentación discreta ocurre, generalmente durante la remoción de las arenas del agua residual.

La sedimentación discreta puede ser analizada mediante las leyes de Newton y de Stokes.

Por medio de la ley de Newton se obtiene la velocidad de sedimentación de la partícula al igualar la fuerza gravitacional a la fuerza de fricción. La fuerza gravitacional está dada por:

$$F_g = (\rho_p - \rho) g V \quad (A.3.1)$$

donde;

- F_g : fuerza de gravedad, (kg m/s²)
- ρ_p : densidad de la partícula, (kg/m³)
- ρ : densidad del líquido, (kg/m³)
- g : aceleración de la gravedad, (m/s²)
- V : volumen de la partícula, (m³)

La fuerza de fricción depende de la velocidad de la partícula, de la densidad del líquido, del área de la partícula y del coeficiente de fricción:

$$F_f = \frac{C_D A \rho v^2}{2} \quad (A.3.2)$$

donde,

- F_f : fuerza de fricción, (kg m/s²)
- A : sección transversal de la partícula, (m²)
- v : velocidad de la partícula, (m/s)
- C_D : coeficiente de fricción.

Si se iguala la ecuación de la fuerza de gravedad a la de la fuerza de fricción (ecuaciones A.3.1 y A.3.2) se obtiene, para partículas esféricas:

$$v_{\Delta} = \frac{4}{3} \left| \frac{g (\rho_p - \rho) d}{C_D \rho} \right|^{1/2} \quad (\text{A.3.3})$$

donde;

v_{Δ} : velocidad de sedimentación de la partícula, (m/s)

d : diámetro de la partícula, (m)

El valor del coeficiente de fricción depende del régimen hidráulico (laminar o turbulento). Este coeficiente se expresa como una función del número de Reynolds (N_R),

$$N_R = \frac{v_{\Delta} d}{\nu} = \frac{v_{\Delta} d \rho}{\mu'} \quad (\text{A.3.4})$$

donde;

ν : coeficiente de viscosidad cinemática

μ' : coeficiente de viscosidad dinámica

y de acuerdo con las siguientes relaciones:

a) para partículas esféricas y $N_R < 10^4$

$$C_D = \frac{24}{N_R} + \frac{3}{\sqrt{N_R}} + 0.34 \quad (\text{A.3.5})$$

b) para $N_R < 0.3$, el primer término predomina

$$C_D = \frac{24}{N_R} \quad (\text{A.3.6})$$

Substituyendo este valor en la ecuación A.3.3 se obtiene que la velocidad

$$v_{\delta} = \frac{g (\rho_p - \rho) d}{18 \mu'} \quad (\text{A.3.7})$$

Para condiciones de flujo laminar, la fuerza de fricción está dada por:

$$F_b = 3 \pi \mu' v d \quad (\text{A.3.8})$$

Para un sedimentador con flujo continuo, el largo del tanque y el tiempo de retención hidráulica deben ser tales que todas las partículas con velocidad de sedimentación v_{δ} queden retenidas. La relación existente entre la velocidad de sedimentación, el tiempo de retención (t_r) y la profundidad del tanque (P) es:

$$v_{\delta} = \frac{P}{t_r} \quad (\text{A.3.9})$$

Para determinar la eficiencia de la remoción de partículas en un tiempo determinado, es necesario considerar la gama total de velocidades de sedimentación que se presentan en el sistema.

En la práctica, se evalúan las velocidades de sedimentación para un efluente de dos formas:

- 1) Mediante un análisis de tamizado y pruebas hidrométricas, combinados con la ecuación A.3.3.
- 2) Mediante el uso de una columna de sedimentación.

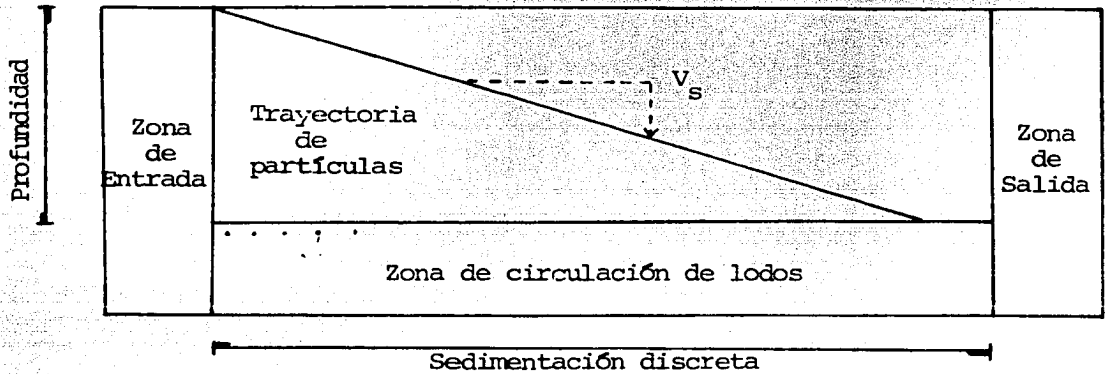


Figura A.3.1. Sedimentación discreta en un tanque ideal.

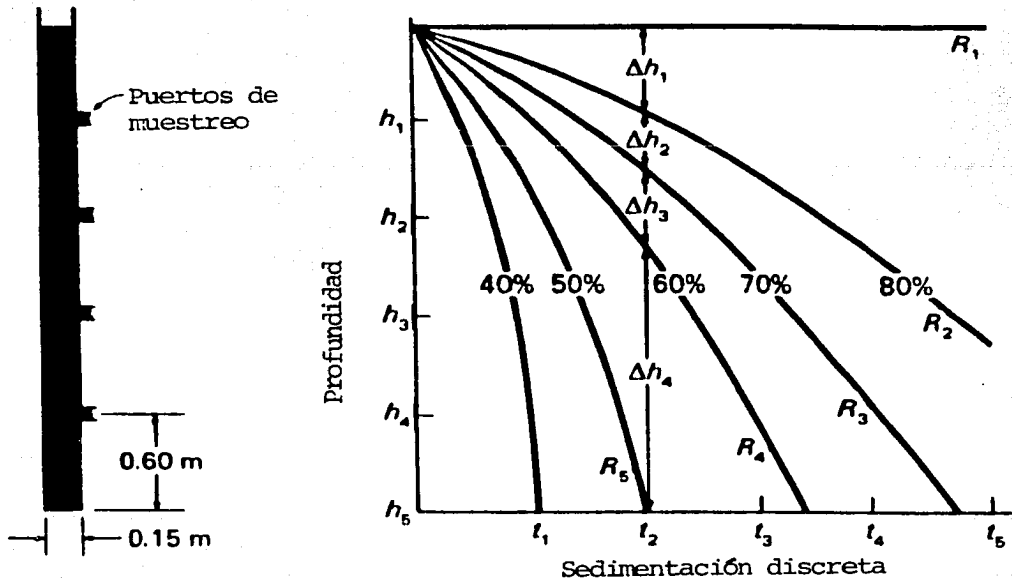


Figura A.3.2. Columna de sedimentación y curvas de sedimentación para partículas floculadas.

2. Sedimentación de partículas que flocculan

Durante este tipo de sedimentación las partículas que se encuentran en suspensión flocculan en tal forma que la unión de las partículas incrementan su masa y sedimentan con una velocidad cada vez mayor.

Este tipo de sedimentación ocurre principalmente en la sedimentación secundaria y en sedimentación primaria.

La determinación de las características de sedimentación con partículas que flocculan, se efectúa mediante el empleo de una columna de sedimentación. Esta columna debe tener un diámetro no menor de 0.15 m y su altura debe ser igual a la profundidad del tanque propuesto. A lo largo de la columna existen puertos de muestreo a intervalos regulares (figura A.3.2). La suspensión se introduce en tal manera que ocurra una distribución uniforme de los tamaños de las partículas, de arriba hacia abajo.

La temperatura debe mantenerse uniforme a lo largo de la prueba para eliminar corrientes de convección. Las muestras se analizan con respecto a su contenido de sólidos suspendidos a lo largo de la columna y para tiempos diferentes.

2. Sedimentación de partículas que flocculan

Durante este tipo de sedimentación las partículas que se encuentran en suspensión flocculan en tal forma que la unión de las partículas incrementan su masa y sedimentan con una velocidad cada vez mayor.

Este tipo de sedimentación ocurre principalmente en la sedimentación secundaria y en sedimentación primaria.

La determinación de las características de sedimentación con partículas que flocculan, se efectúa mediante el empleo de una columna de sedimentación. Esta columna debe tener un diámetro no menor de 0.15 m y su altura debe ser igual a la profundidad del tanque propuesto. A lo largo de la columna existen puertos de muestreo a intervalos regulares (figura A.3.2). La suspensión se introduce en tal manera que ocurra una distribución uniforme de los tamaños de las partículas, de arriba hacia abajo.

La temperatura debe mantenerse uniforme a lo largo de la prueba para eliminar corrientes de convección. Las muestras se analizan con respecto a su contenido de sólidos suspendidos a lo largo de la columna y para tiempos diferentes.

El porcentaje de sólidos removidos se registra en una gráfica tiempo-profundidad.

Entre los puntos registrados se dibujan curvas de igual porcentaje removido (figura A.3.2).

Los parámetros de diseño obtenidos a partir del estudio anterior son la velocidad para una eficiencia determinada -multiplicada por un factor de 0.65 a 0.85- y el tiempo de retención -multiplicado por un factor de seguridad que varía de 1.25 a 1.5-.

3. Sedimentación zonal

La sedimentación zonal se presenta generalmente en suspensiones de concentración intermedia, donde la fuerza existente entre partículas es suficiente para obstaculizar la sedimentación de partículas vecinas. Los flóculos tienden a permanecer en posiciones compuestas unos con respecto a otros por lo que sedimentan como una unidad.

La sedimentación zonal se observa durante la sedimentación secundaria de los efluentes de los tratamientos biológicos. El fenómeno que ocurre durante la sedimentación de una suspensión concentrada (inicialmente de concentración uniforme), se muestra en la figura A.3.3.

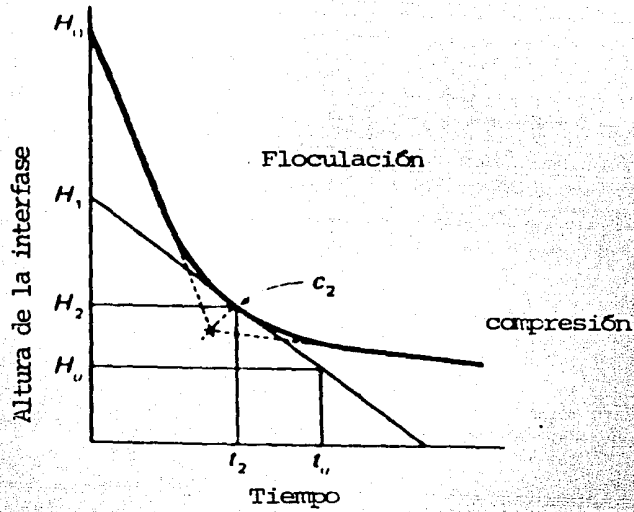


Figura A.3.3. Zonas de sedimentación en el proceso de lodos activados

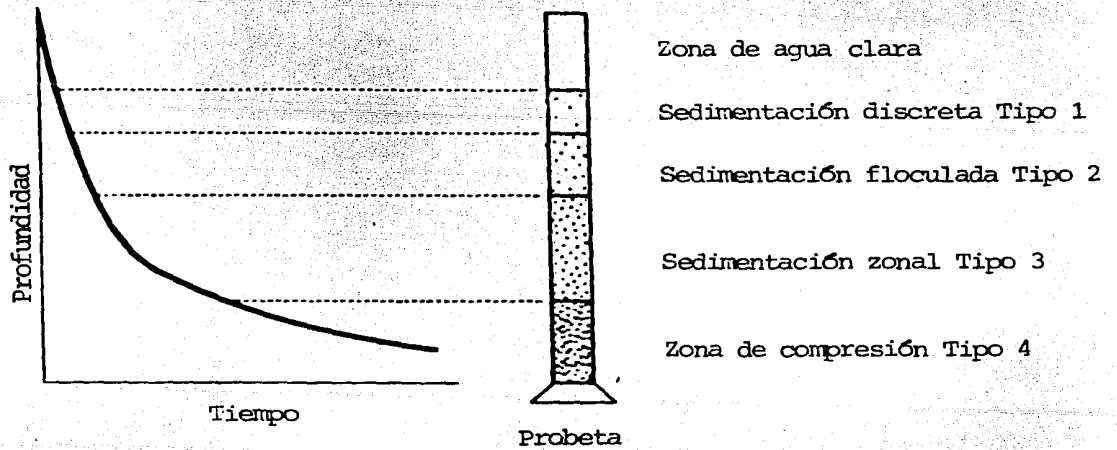


Figura A.3.4 Análisis gráfico de la interfase

Debido a la alta concentración de partículas, el líquido tiende a moverse hacia arriba a través de los intersticios formados entre las partículas las cuales, por su parte, tienden a sedimentar en bloque.

Como consecuencia aparece un volumen de agua relativamente clara sobre esta zona. Existe una interfase distintiva entre la región de sedimentación discreta y la de sedimentación zonal. La velocidad de sedimentación en la sedimentación zonal es función de la concentración de sólidos y las características físicas de estos.

Conforme pasa el tiempo, se comienza a formar en el fondo del cilindro un estrato de partículas comprimidas.

Las partículas forman una estructura en la cual existe contacto físico. El área requerida para la sedimentación zonal se determina de acuerdo con el método desarrollado por Talmadge y Fitch (Metcalf & Eddy, 1979), el cual se presenta a continuación.

Una columna de altura H_0 se llena con una suspensión de sólidos de concentración uniforme C_0 . Al sedimentar la suspensión, la posición de la interfase con respecto a un intervalo de tiempo es el que se muestra en la figura A.3.4. La velocidad a la cual la interfase desciende, es igual a la inclinación de

la tangente, lo que se observa en la figura A.3.5.

$$V_s = \overline{OA} / \overline{OB} = H_0 / t \quad (\text{A.3.10})$$

El área crítica de espesamiento está dada por:

$$A_e = \frac{Q t_u}{H_0} \quad (\text{A.3.11})$$

donde;

A_e : área requerida para el espesamiento de lodos, (m^2)

Q : gasto de entrada al tanque, (m^3/s)

H_0 : altura inicial de la interfase en la columna, (m)

t_u : tiempo para encontrar la concentración deseada, (s).

La concentración crítica de la capacidad de manejo del tanque ocurre a la altura H_2 , donde la concentración es C_2 . Este punto se determina extendiendo las tangentes de las regiones de sedimentación discreta y de compresión al punto de intersección y bisectando el ángulo así formado (figura A.3.3).

El tiempo t_u se determina de la siguiente forma:

1. Se traza una línea horizontal a la profundidad H_u , correspondiente a la profundidad a la cual las salidas se encuentran a la concentración deseada C_u .

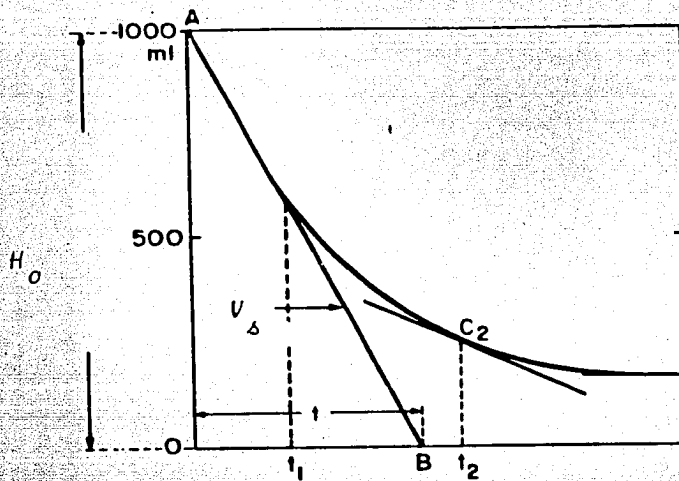


Figura A.3.5. Curva de sedimentación de los lodos

2. Se traza una tangente a la curva de sedimentación en el punto indicado por
3. Se traza una línea vertical en el punto de intersección de las dos líneas trazadas anteriormente hacia el eje del tiempo para determinar el valor t_u (figura A.3.4).
4. Sedimentación por compresión

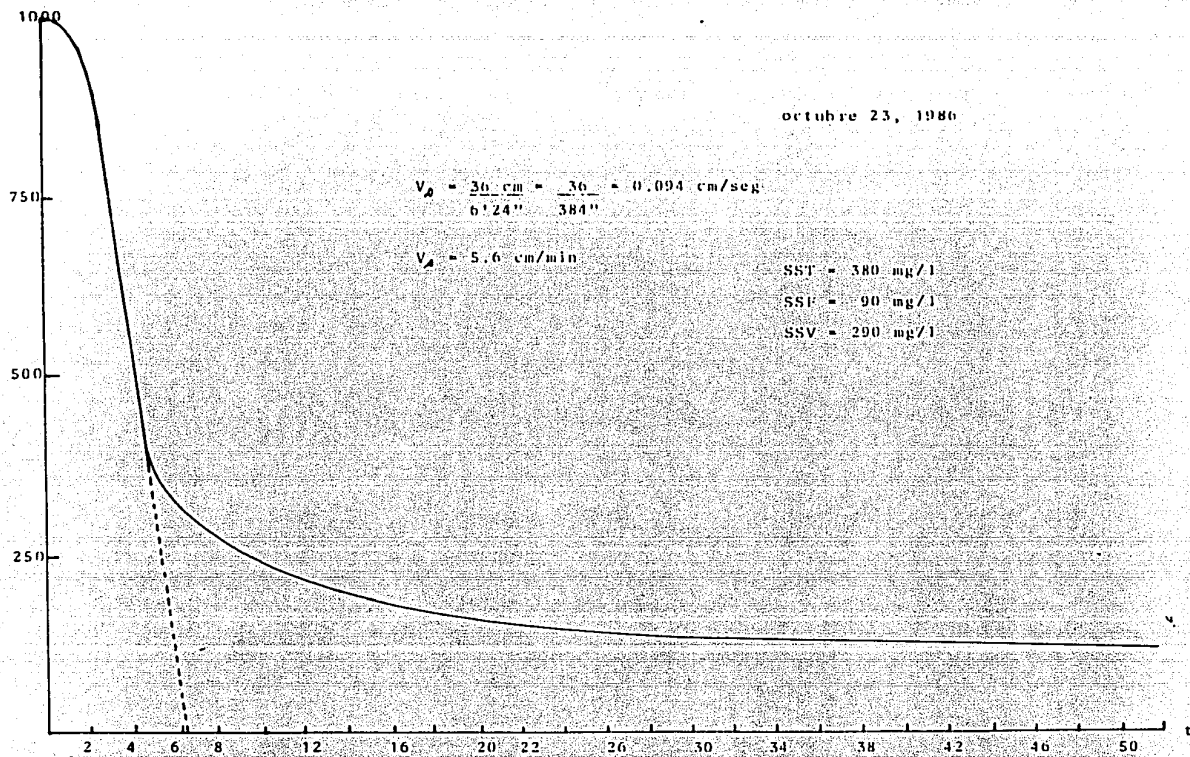
En la sedimentación por compresión las partículas forman una estructura la cual sedimenta al comprimirse. Este tipo de sedimentación se presenta en los estratos inferiores de una cama

Anexo 4. Información de curvas de sedimentación.

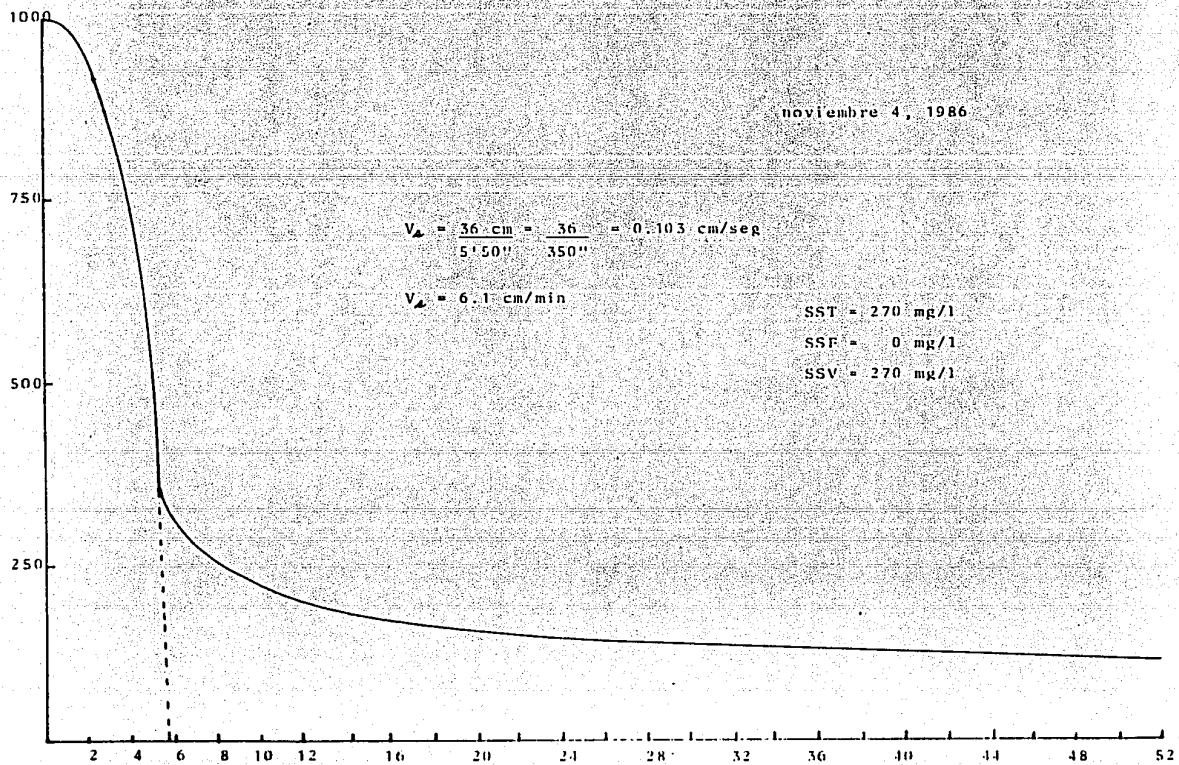
No.	Fecha 1986	Velocidad de sedimentación		t_u min	SST mg/l	SSV mg/l	SSV mg/l
		cm/s	cm/min				
1	17-X	0.100	6.0	8.6	410	10	400
2	21-X	0.090	5.4	-	280	20	260
3	22-X	0.086	5.2	11.0	370	30	340
4	23-X	0.094	5.5	11.4	380	90	310
5	24-X	0.082	4.9	11.1	320	50	270
6	27-X	0.092	5.5	13.0	260	100	160
7	31-X	0.063	3.3	18.3	310	180	140
8	4-XI	0.102	6.1	10.6	270	0	270
9	7-XI	0.107	6.4	10.0	350	130	220
10	10-XI	0.093	5.6	8.4	350	80	270
11	13-XI	0.100	6.0	11.0	340	70	270
12	18-XI	0.141	8.5	-	340	50	290
13	21-XI	0.088	5.3	9.0	380	90	290
14	25-XI	0.072	4.3	12.4	490	80	410
15	27-XI	0.086	5.2	14.0	510	80	430
16	1-XII	0.081	4.8	-	340	60	280
Promedio		0.092	5.5	11.5	360	70	290
Desviación estandard		0.017	1.1	2.6	72	46	80

En las figuras A.41 y A.42 se presentan dos ejemplos de las curvas de sedimentabilidad obtenidas del tanque de aeración.

octobre 23, 1986



novembre 4, 1986



ANEXO I.5. CUANTIFICACION DE LOS SST EN LOS CARCAMOS DE
BOMBEO DEL INFLUENTE Y EFLUENTE DEL PROCESO
FILTRO PERCOLADOR

ANEXO 5. CUANTIFICACION DE LOS SST EN LOS CARCAMOS DE BOMBEO DEL INFLUENTE Y EFLUENTE DEL PROCESO FILTRO PERCOLADOR

No.	Fecha 1987	Hora	Caja distribuidora		Filtro percolador		Hora	Caja partidora		Sedimentador 3	
			ml/l	mg/l	ml/l	mg/l		ml/l	mg/l	ml/l	mg/l
1	9-I	9:00	1.7		1.2		10:30	0.2		1.0	
2	12-I	10:50	2.0		0.9		9:30	25.0		19.0	
3	13-I	11:40	1.2		0.9		12:50	0.2		0.8	
4	14-I	10:30	0.5		0.1		9:30	0.8		2.0	
5	15-I	10:00	0.9		0.2		10:50	0.1		0.2	
6	16-I	11:30	1.5		1.5		12:30	0.2		0.8	
7	19-I	10:00	2.0		1.0		8:30	20.0		1.0	
8	20-I	11:45	2.4		1.3		12:50	0.7		1.5	
9	21-I	8:20	0.5		0.0		9:00	0.7		3.5	
10	22-I	13:10	2.1		0.5		10:00	0.4		0.1	
11	26-I	7:30	0.3		0.0		9:00	25.0		1.0	
12	27-I	12:50	5.0		1.0		10:45	0.5		1.5	
13	28-I	13:15	2.0		1.5		12:00	0.6		1.0	
14	29-I	12:00	1.5		0.0		9:30	0.2		0.6	
15	30-I	12:45	1.0		0.1		11:30	0.2		1.2	
16	2-II	9:50	0.8		0.0		8:45	3.0		4.0	
17	3-II	10:00	1.0	70	0.8	25	9:00	1.1	60	1.5	55
18	4-II	10:30	1.5	65	1.0	50	11:30	0.6	48	1.2	65
19	6-II	10:00	0.7	70	0.0	45	11:00	0.0	20	0.5	5
20	9-II	11:40	1.0	90	0.6	73	10:00	0.2	28	1.0	54
21	10-II	9:00	1.1	135	1.0	100	8:00	0.4	52	1.2	130
22	12-II	12:30	2.5	80	1.7	67	11:00	1.0	76	2.3	125
23	13-II	11:00	1.5	115	1.0	90	10:00	0.8	36	2.0	98
24	16-II	10:50	2.3	54	1.2	42	9:30	0.5	38	0.5	60
25	18-II	12:15	1.6	110	0.7	80	11:00	0.4	26	0.2	44
26	20-II	13:30	2.0	125	0.8	100	12:00	0.8	32	1.4	81
27	23-II	10:50	2.3	132	1.2	132	9:50	0.5	52	0.5	68
28	24-II	11:50	1.5	110	1.1	104	9:10	0.5	64	0.8	84
29	25-II	9:00	1.1	120	0.8	100	10:00	0.0	20	0.7	74
30	26-II	10:00	1.5	115	1.2	93	11:00	0.7	50	2.0	90
31	27-II	11:00	2.0	95	1.5	80	12:00	0.5	65	1.2	77
Promedio			1.6	99	0.8	77	--	2.8	44	1.8	74
Desviación estandar			0.9	26.2	0.5	30.5	--	6.9	17.5	3.3	31.0

**ANEXO I.6 GRAFICAS DEL LIMNIGRAFO INSTALADO EN EL
CARCAMO DE AGUAS DE LAVADO Y PLUVIAL**

ANEXO I.4. INFORMACION SOBRE LAS CURVAS DE SEDIMENTACION

lodosa, por ejemplo los lodos acumulados en el fondo de un de
cantador secundario, sistema de espesamiento de lodos, etc.

La velocidad de consolidación en esta región es proporcional
a la diferencia en la profundidad a un tiempo t y a la profundi
dad a la cual el lodo sedimentará después de cierto período
de tiempo. Esto es:

$$H_t - H_\infty = (H_2 - H_\infty) e^{-i(t-t_2)} \quad (\text{A.3.12})$$

donde:

H_t : altura de los lodos en el tiempo t

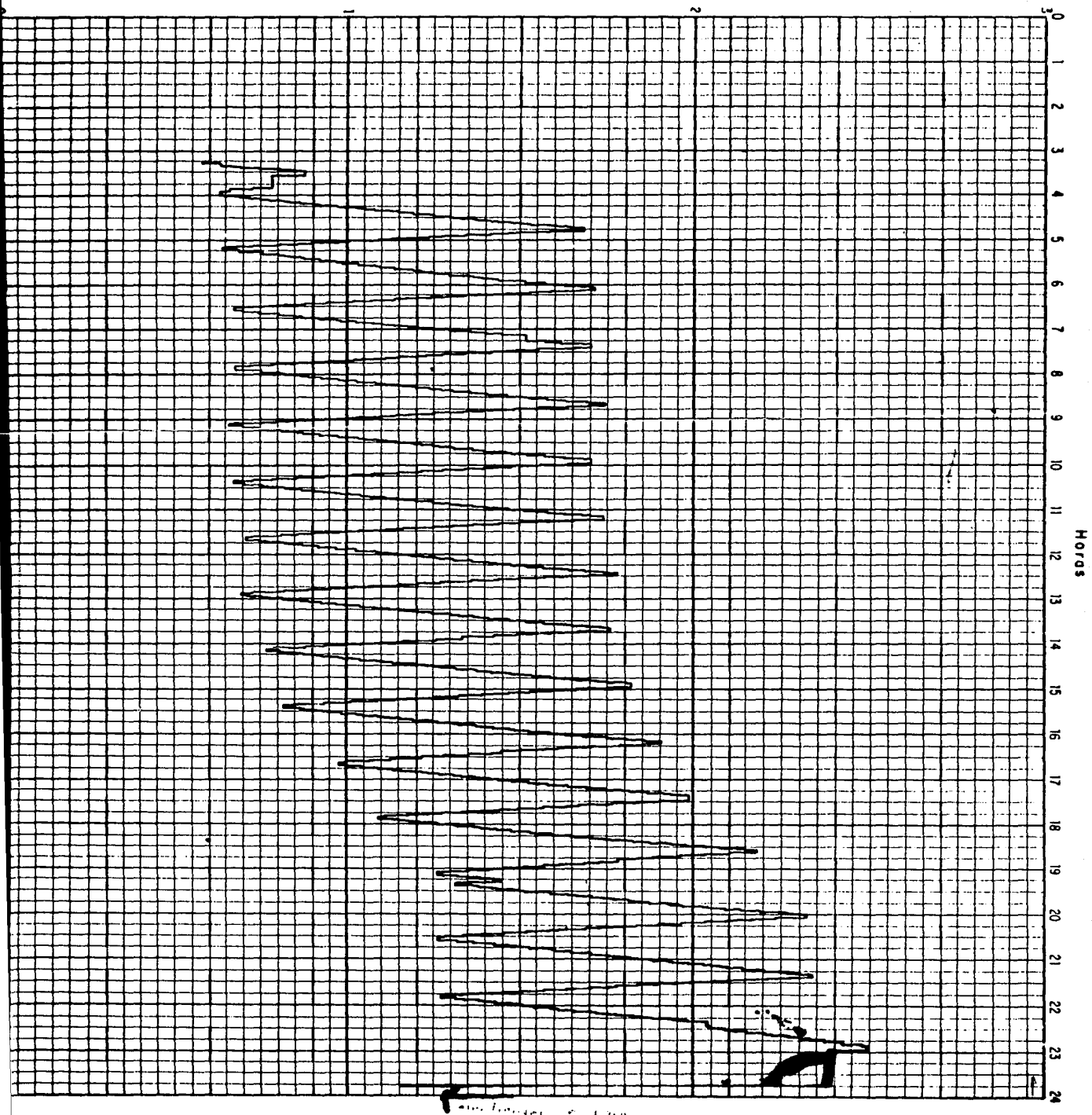
H_∞ : altura de los lodos después de un determinado período de
tiempo (24 hrs)

H_2 : altura de los lodos en el tiempo t_2

i' : constante para una suspensión dada

Diciembre 28, 1986

Alturas registradas, en m



Diciembre 15, 1986

Alturas registradas, en m

